

## Sumari

<b>ANNEX A. SIMULACIÓ DEL PROCÉS</b>	<b>3</b>
A.1. Generalitats del simulador	3
A.2. Simulació del procés	3
A.2.1. Simulació de la columna de destil·lació reactiva	4
A.2.2. Simulació del pre-reactor	20
<b>ANNEX B. DIMENSIONAT DEL PRE-REACTOR</b>	<b>23</b>
B.1. Introducció	23
B.2. Dimensionat del reactor	23
<b>ANNEX C. CONTROL DEL PRE-REACTOR</b>	<b>29</b>
<b>ANNEX D. DIMENSIONAT DE LA COLUMNA DE DESTIL·LACIÓ REACTIVA</b>	<b>31</b>
D.1. Introducció	31
D.2. Dimensionat de la columna de destil·lació reactiva	31
D.2.1. Plats reactius	31
D.2.2. Plats no reactius	40
D.2.3. Altres dimensions	44
<b>ANNEX E. CONTROL DE LA COLUMNA DE DESTIL·LACIÓ REACTIVA</b>	<b>47</b>
E.1. Control de la pressió a la columna	47
E.2. Control de la producció i de la qualitat del producte de caps	47
E.3. Control de la producció en el fons de la columna	48
E.4. Control del rendiment de la reacció	48
<b>ANNEX F. DIMENSIONAT DEL DECANTADOR</b>	<b>49</b>
F.1. Introducció	49
F.2. Dimensionat del decantador	49
<b>ANNEX G. CONTROL DEL DECANTADOR</b>	<b>53</b>
<b>ANNEX H. DIMENSIONAT DELS INTERCANVIADORS DE CALOR</b>	<b>55</b>
H.1. Introducció	55
H.2. Dimensionat del calderí de la columna de destil·lació reactiva (E-104)	55
H.3. Dimensionat del condensador de reflux (E-103)	59
H.4. Dimensionat dels altres intercanviadors de calor	60
H.4.1. Dimensionat del intercanviador de calor E-101	61



H.4.2. Dimensionat del intercanviador de calor E-102 .....	62
H.5. Consum d'aigua de refredament i vapor d'aigua.....	64
<b>ANNEX I. CONTROL DELS INTERCANVIADORS DE CALOR _____</b>	<b>65</b>
I.1. Control del calderí .....	65
I.2. Control del condensador .....	65
I.3. Control dels intercanviadors de calor E-101 i E-102 .....	65



## **Annex A. Simulació del procés**

### **A.1. Generalitats del simulador**

ASPEN TECH és un simulador molt potent que resol els balanços de matèria i energia de qualsevol unitat, a més de tenir utilitats per poder optimitzar el procés, analitzar la sensibilitat o realitzar càlculs econòmics.

Els passos necessaris per simular un procés són els següents:

1. Introduir totes les especificacions, per exemple, el sistema d'unitats a utilitzar o la manera de resoldre el procés plantejat.
2. Introducció dels components a utilitzar. ASPEN TECH disposa d'una base de dades on hi ha molts compostos amb les seves propietats físiques. Així i tot, existeix la opció de crear nous compostos dels que no disposa ASPEN TECH i la opció d'estimar les propietats físiques que no hi ha a la base de dades.
3. Definició dels corrents d'entrada. Proporcionar les variables necessàries per definir els corrents d'entrada: composició, temperatura i pressió.
4. Definició dels equips. Especificar quins equips intervenen en el procés, així com les variables que el defineixen.
5. Cinètica de la reacció. Introduir totes les dades necessàries, constants cinètiques, energia d'activació i reaccions; per tal de definir la cinètica del procés.

### **A.2. Simulació del procés**

Per tal de poder especificar els equips que s'utilitzen en la producció de Biodièsel és necessari conèixer els balanços de matèria i energia de cada equip. Així, s'ha utilitzat el programa ASPEN TECH per simular el procés i conèixer les dades de partida per especificar els equips necessaris.

Pel fet de que aquest projecte no havia de consistir en l'optimització d'una planta química, sinó que, en l'enginyeria de procés, s'ha simulat el procés estudiant algunes variables de manera que s'obtingui una bona conversió de triglicèrids i un bon rendiment en la producció de Biodièsel, però també s'han fixat altres variables preses de la literatura, sense estudiar el seu efecte en la producció de Biodièsel.



A continuació es defineix el concepte de conversió de triglicèrids i el de rendiment de producció de Biodièsel.

- **Conversió de triglicèrids:**

$$X_{TG}(\%) = \frac{[TG]_0 - [TG]}{[TG]_0} \cdot 100$$

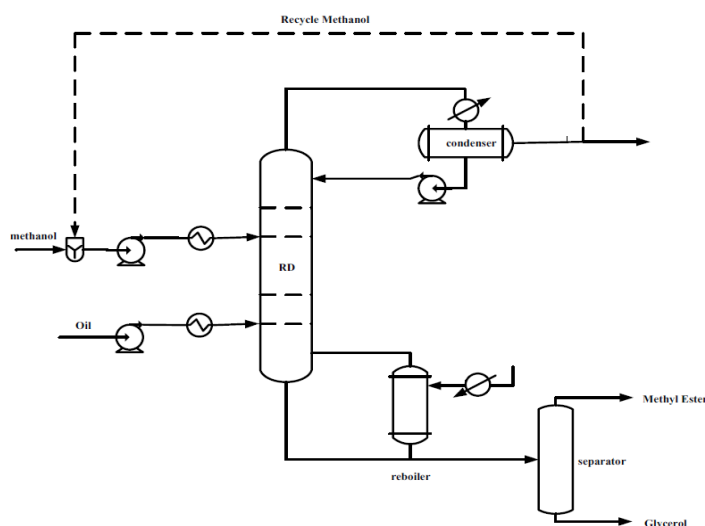
- **Rendiment de producció de Biodièsel:**

$$Y(\%) = \frac{[FAME]_{produït}}{[FAME]_{màx\_teòric}} \cdot 100$$

$$FAME_{màx\_teòric} = \frac{\text{Triglicèrids (kg/any)}}{PM_{\text{Triglicèrids (kg/kmol)}}} \cdot \frac{3 \text{ kmol FAME}}{1 \text{ kmol TG}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{365 \cdot 24 \text{ h}}$$

### A.2.1. Simulació de la columna de destil·lació reactiva

L'estudi de les variables de la columna de destil·lació reactiva que afecten al procés s'ha basat en estudis d'altres autors. Així, en l'article [11] s'utilitza el model RadFrac de ASPEN TECH per simular la columna de destil·lació reactiva. Es fixen els valors de 12 plats, incloent el condensador total i un bullidor Kettle, que es troben a 65 i 150°C respectivament. La columna treballa a pressió atmosfèrica. L'alimentació està situada al segon plat de la part alta. No tenen en compte les reaccions inverses, només s'utilitzen les directes.



**Figura A.1.** Esquema de la simulació de [11]



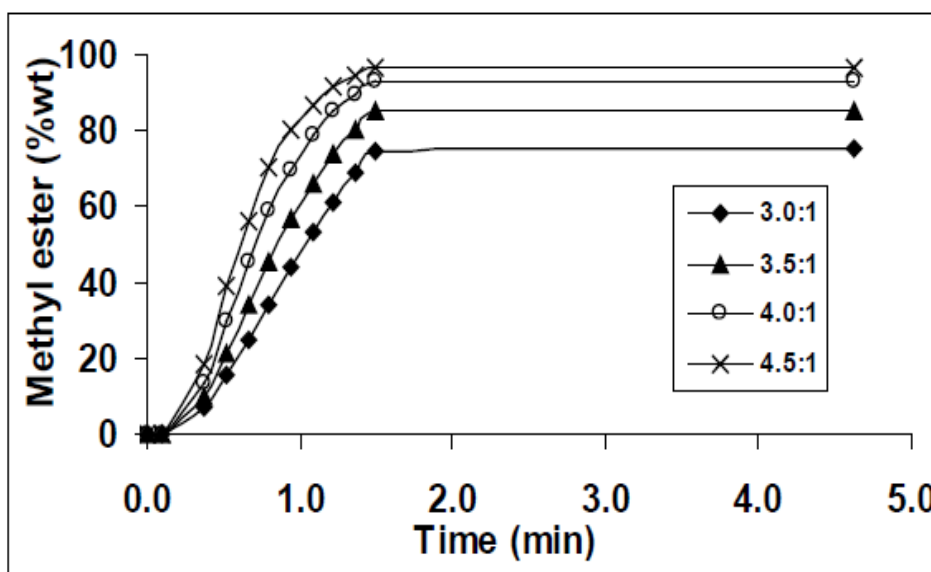
A partir d'aquestes variables fixades estudien l'efecte d'altres:

### 1) Relació molar metanol-triglicèrids

És un factor important en el procés ja que l'excés de metanol determina la conversió d'equilibri. D'altra banda, el metanol que no reacciona és evaporat des del calderí cap a la part alta de la columna, el que fa que hi hagi més concentració de metanol en cada plat.

En la següent Figura A.2 es veu l'efecte de la relació molar sobre el Biodièsel produït. El contingut de Biodièsel del producte s'incrementa d'un 74,96% a un 96,51% al incrementar la relació molar de 3:1 a 4,5:1.

Però, es pren la relació molar de 4:1 com a òptima ja que al augmentar la relació de 4:1 a 4,5:1 només s'incrementa un 4% el contingut de Biodièsel en el producte, mentre que el consum d'energia augmenta un 41,33%.

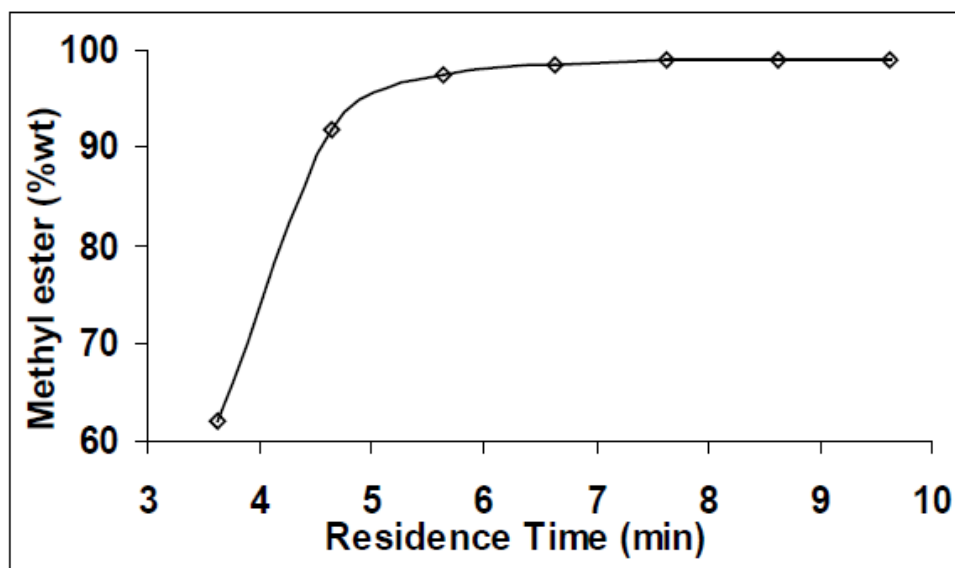


**Figura A.2.** Producció de FAME segons la relació molar [11]

### 2) Temps de residència

La Figura A.3 representa l'efecte del temps de residència en la producció de Biodièsel. A major temps de residència major contingut de Biodièsel en el producte, ja que els reactius tenen un major temps de contacte. El temps de residència òptim és de 5,6 minuts perquè a partir d'aquest moment el increment de contingut en Biodièsel és pràcticament nul.

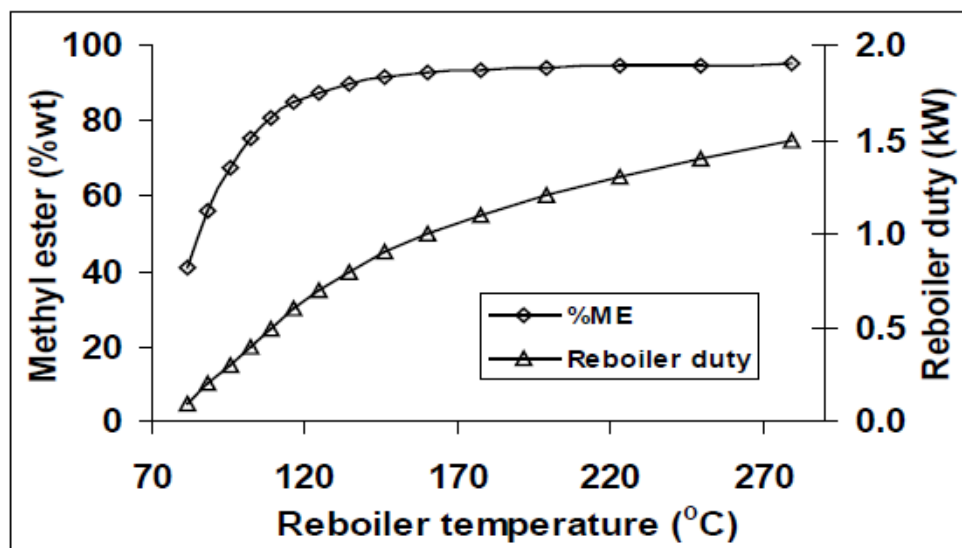




**Figura A.3.** Producció de FAME segons el temps de residència [11]

### 3) Temperatura del calderí

La Figura A.4. representa el contingut de Biodièsel en el producte en front de la temperatura del calderí. Es pot comprovar que a partir d'uns 150°C el contingut de Biodièsel no augmenta significativament, però si ho fa el calor necessari en el calderí.

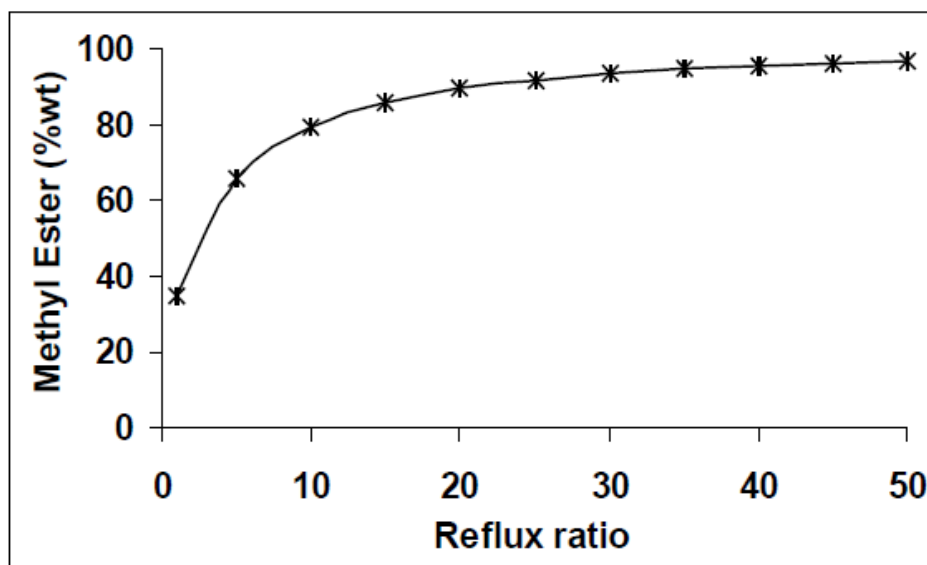


**Figura A.4.** Producció de FAME segons la temperatura al calderí [11]



#### 4) Efecte de la relació de reflux

A continuació es pot veure com es necessita una gran relació de reflux per tal de desplaçar la reacció cap a productes i poder augmentar el contingut de Biodièsel en el producte. Encara que, es considera que una relació de reflux de 25 és l'òptima, perquè a partir d'aquesta relació el increment de Biodièsel en el producte és molt petit.



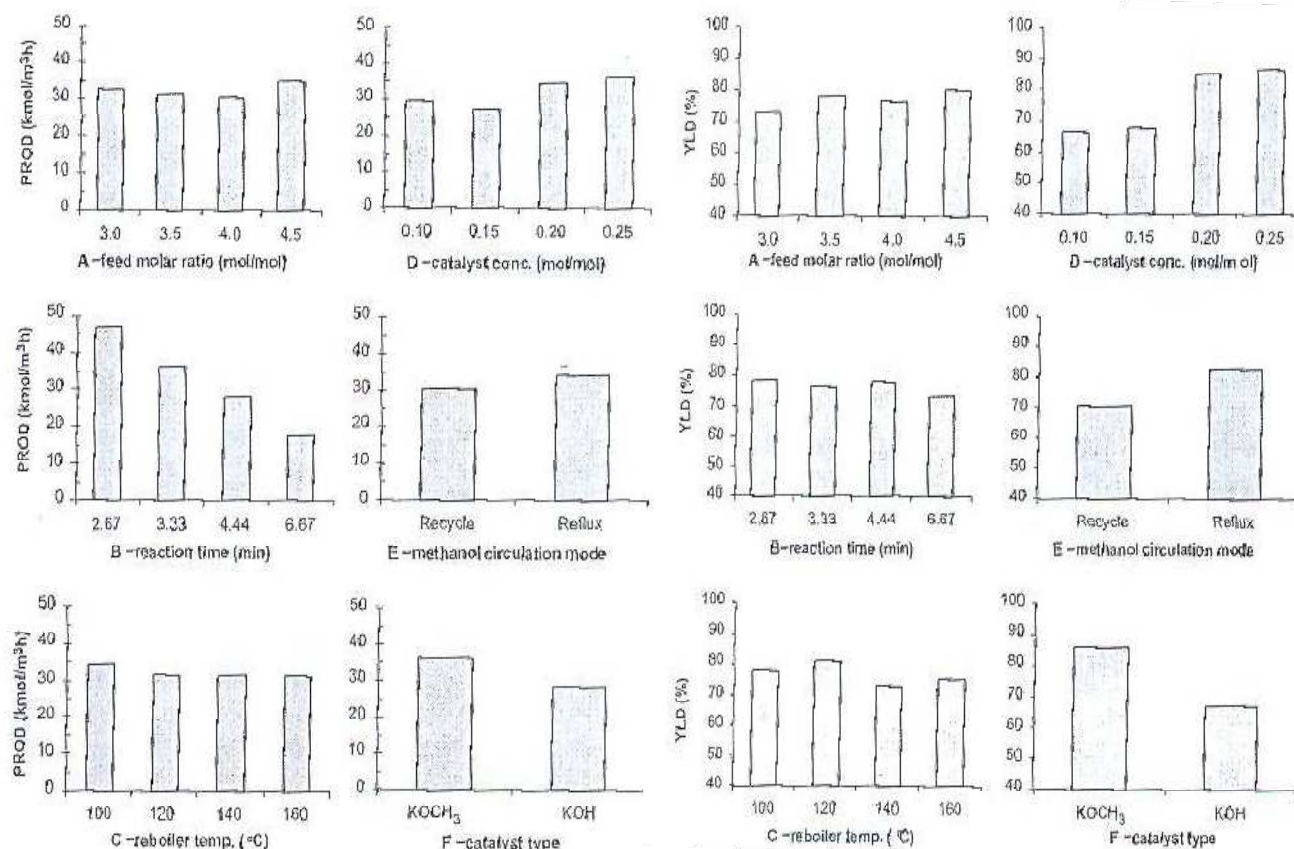
**Figura A.5.** Producció de FAME segons la relació de reflux [11]

Segons l'estudi experimental [8], els autors troben un rang on les variables són òptimes segons el criteri que es vulgui optimitzar: maximització del rendiment, de la productivitat o minimització de la saponificació del FAME.

En l'experiment es treballa amb un pre-reactor, on el corrent de sortida es troba a 55°C i una columna de 10 plats, treballant a pressió atmosfèrica.

Les variables estudiades són la relació molar metanol-triglicèrids, el temps de reacció, la temperatura del calderí, la concentració de catalitzador, el tipus de catalitzador i el mode de circulació del metanol no reaccionat, en reflux o recirculat.





**Figura A.6.** Resultats de l'estudi experimental [8]

En l'estudi [7] els autors comproven la conveniència d'un pre-reactor abans de la columna de destil·lació reactiva. Utilitzen una columna amb 10 plats, que treballa a 65°C i pressió atmosfèrica, amb l'alimentació a la part alta. El temps de reacció total és d'uns 3 minuts, 1 en el pre-reactor i 2 en la columna de destil·lació reactiva.

	Experiment	MeOH:TG	T <sub>bullidor</sub> (°C)	X <sub>TG</sub> (%)	Y (%)
<b>Amb pre-reactor</b>	1	3:1	150	78,4	75,3
	2	3,5:1	125	78,2	77,0
	3	4:1	115	95,1	94,4
	4	4,5:1	110	92,1	91,1





<b>Sense pre- reactor</b>	5	3:1	135	64,5	61,9
	6	3,5:1	126	78,4	77,2
	7	4:1	123	93,8	93,0
	8	4,5:1	95	95,1	94,3

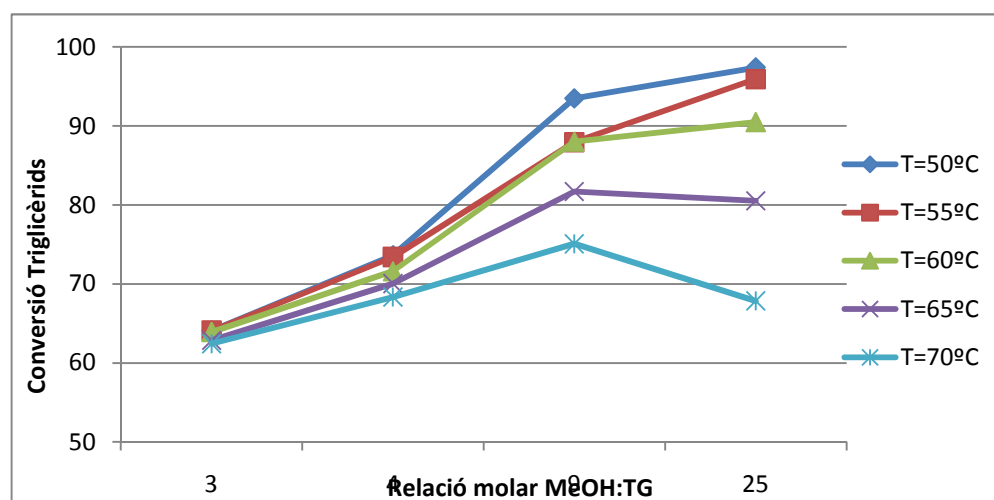
**Figura A.7.** Resultats de l'estudi experimental [7]

A partir dels estudis anteriorment citats es va simular el procés de producció de Biodièsel, tenint en compte que es van fixar algunes variables del procés, i d'altres es van estudiar el seu efecte en la conversió de triglicèrids i el rendiment del Biodièsel.

Així, s'ha simulat el procés de la columna de destil·lació reactiva amb el mòdul RadFrac de ASPEN TECH amb 12 plats, i un temps de residència als plats reactius (del plat 3 al 7) de 2,67 minuts. S'ha utilitzat una relació molar de metanol-triglicèrids de 4:1, i un pre-reactor que converteixi entre un 30-70% els triglicèrids.

La reacció de producció de Biodièsel és una reacció reversible i exotèrmica (es comprova amb el increment de temperatura calculat per ASPEN TECH, aproximadament d'uns 22°C, veure Annex R), per això s'obté una major conversió a temperatures baixes. Per aquest motiu, i pel fet que en els estudis citats anteriorment ([11] ; [8] i [7]), la temperatura de la reacció està al voltant dels 55-65°C, es va fixar la temperatura de reacció a 60°C.

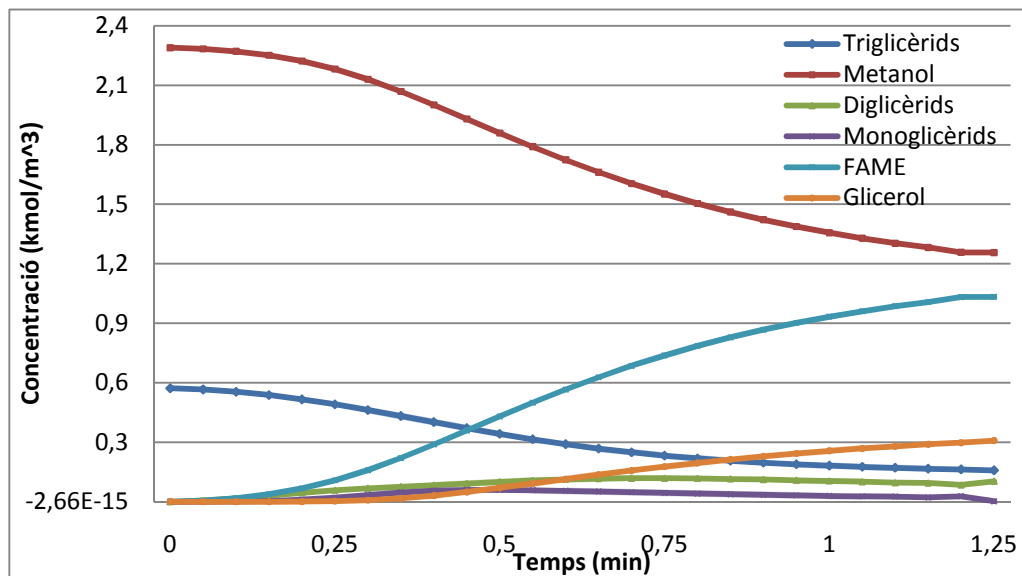
En la Figura A.8. es pot comprovar que s'obté una major conversió a temperatures més baixes.



**Figura A.8.** Conversió de Triglicèrids en funció de la temperatura



Un altre punt a decidir és la conversió al reactor per poder conèixer exactament la composició del corrent d'entrada a la columna. Primerament es va decidir que fos la conversió d'equilibri de la reacció (aproximadament un 71%, en 72 segons).



**Figura A.9.** Concentració al reactor en funció del temps

Es va comprovar, però, que la columna invertia la reacció, es formava tri, di, i monoglicèrid i desapareixia el Biodièsel i el glicerol.

Flux molar (kmol/h)	Entrada columna	Corrent de cues	Corrent de caps
<b>Metanol</b>	14,197	2,41E-14	20
<b>Triglicèrids</b>	1,830	2,195	3,07E-10
<b>Diglicèrids</b>	1,004	2,718	3,77E-19
<b>Monoglicèrids</b>	0,252	1,534	1,60E-21
<b>FAME</b>	11,588	5,785	3,10E-10
<b>Glicerol</b>	3,360	3,62E-12	2,56E-11

**Taula A.10.** Columna de destil·lació reactiva: Inversió de la reacció prop de l'equilibri



Així, es van proposar dues solucions per al problema:

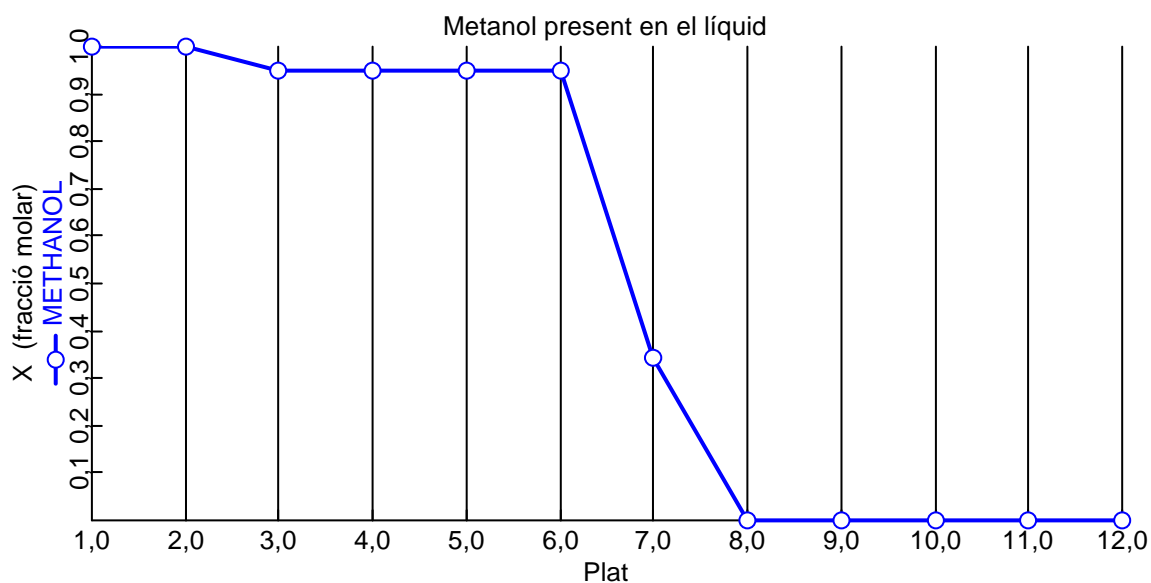
1. Disminuir la conversió al pre-reactor, fins aproximadament tenir una conversió del 30%, per tal d'evitar la inversió de la reacció.
2. Treballar amb la columna al buit ja que així es disminueix la temperatura a cada plat, per tant, s'estan afavorint les reaccions directes i no les inverses. (P=30 kPa)

Flux molar (kmol/h)	Entrada columna	Corrent de cues	Corrent de caps
<b>Metanol</b>	22,040	1,21E-15	20
<b>Triglicèrids</b>	4,442	2,135	6,10E-09
<b>Diglicèrids</b>	0,725	2,837	3,77E-19
<b>Monoglicèrids</b>	0,817	1,474	4,17E-24
<b>FAME</b>	3,745	5,790	8,78E-12
<b>Glicerol</b>	0,462	1,67E-12	1,01E-12

**Taula A.11. Resultats columna de destil·lació reactiva amb conversió al pre-reactor d'un 30%**

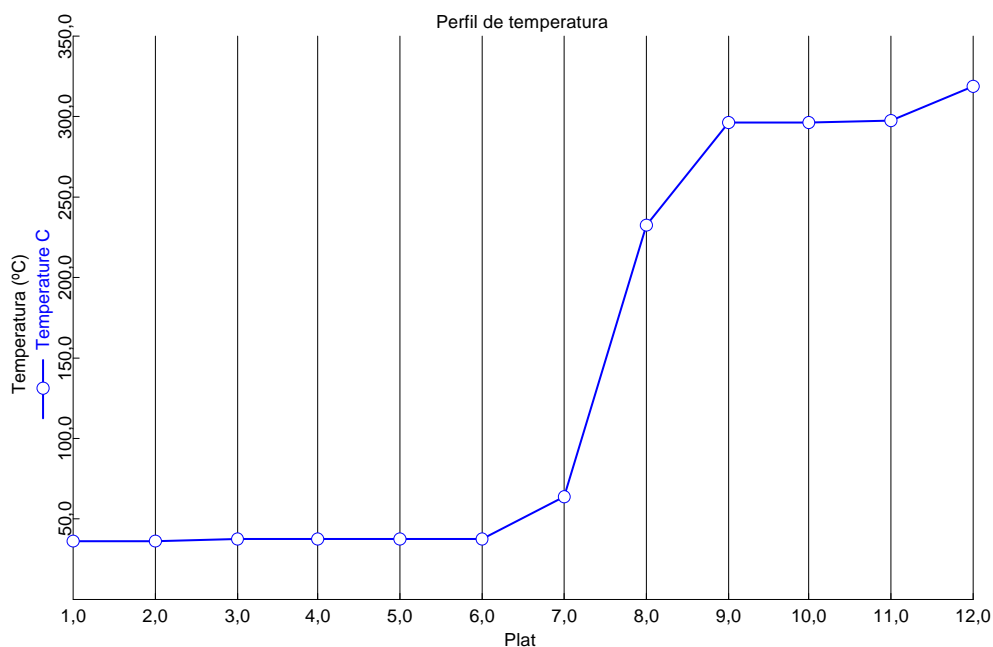
Com es veu en la Taula A.11. s'aconsegueix convertir un poc els triglicèrids, però no suficientment, a més de que els di i monoglicèrids han augmentat. Ja que la reacció ocórrer en la fase líquida, i que l'excés de metanol és el que fa desplaçar la reacció cap als productes, es comprova la composició del líquid a cada plat de la columna amb el següent gràfic (Figura A.12.).





**Figura A.12.** Concentració de metanol en el líquid.

Així, es veu que falta metanol en els últims plats reactius i en els de d'esgotament, fet que fa que la reacció no avanci suficient, a més de que es dispari la temperatura al calderí (observar Figura A.13.), ja que tots els components que queden en el corrent de cues tenen una temperatura d'ebullició alta.



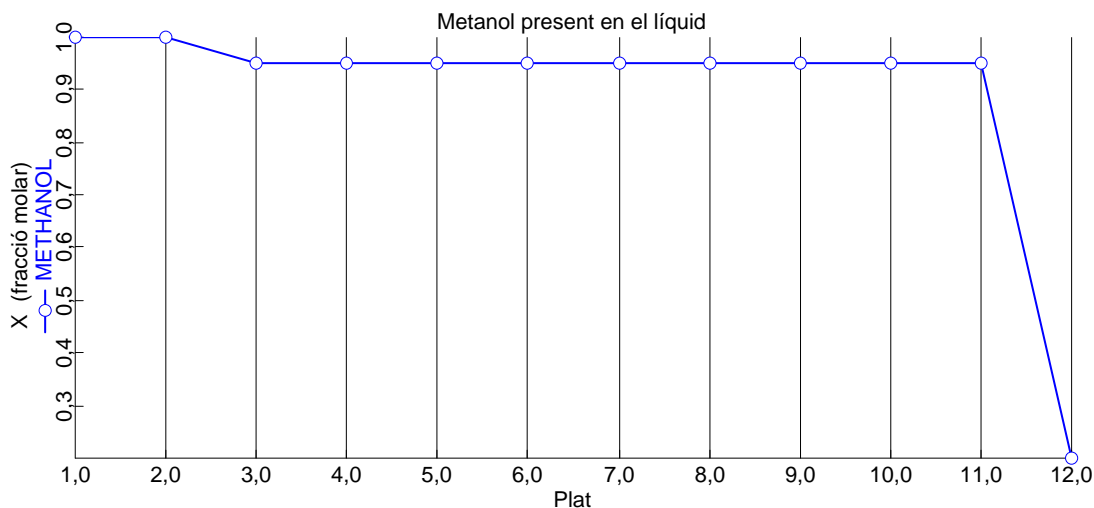
**Figura A.13.** Perfil de temperatura de la columna de destil·lació reactiva.



En aquest punt, es pensa amb una altra solució. Introduir lateralment el metanol recuperat per caps als plats reactius. Així, s'espera aconseguir que hi hagi suficient metanol líquid als plats reactius, a més de que hi quedi metanol en els plats d'esgotament perquè el corrent de cues tingui una temperatura d'ebullició menor, és a dir, una menor temperatura al calderí.

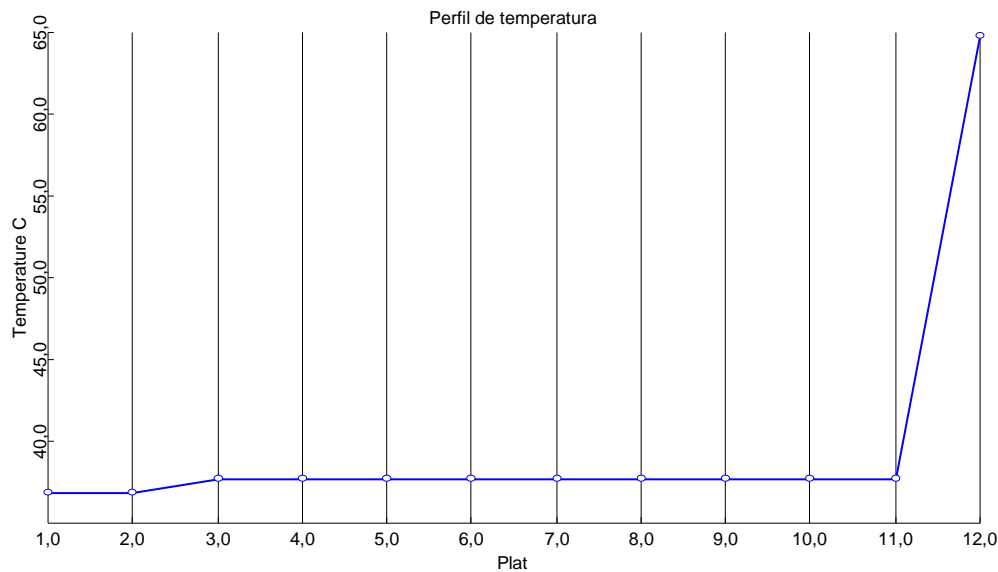
Flux molar (kmol/h)	Entrada columna	Corrent de cues	Corrent de caps
<b>Metanol</b>	22,040	6,456	20
<b>Triglicèrids</b>	4,442	1,83E-04	6,10E-09
<b>Diglicèrids</b>	0,725	0,002	3,77E-19
<b>Monoglicèrids</b>	0,817	0,006	4,17E-24
<b>FAME</b>	3,745	19,329	8,78E-12
<b>Glicerol</b>	0,462	6,438	1,01E-12

**Taula A.14.** Resultats columna de destil·lació reactiva amb entrades laterals de metanol.



**Figura A.15.** Concentració de metanol en el líquid.





**Figura A.16.** Perfil de temperatura de la columna de destil·lació reactiva.

**- Conversió a la columna:**

$$X_{TG}(\%) = \frac{T_{G_0} - TG}{T_{G_0}} \cdot 100 = \frac{4,442 - 1,83E-04}{4,442} \cdot 100 = 99,99\%$$

**- Rendiment de FAME a la columna:**

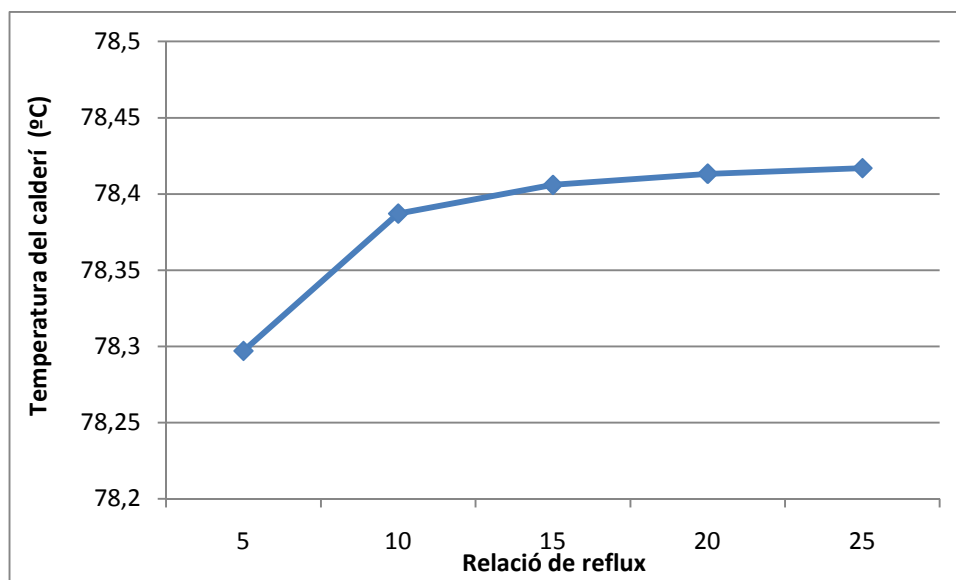
$$Y(\%) = \frac{FAME_{produït}}{FAME_{màx_{teòric}}} \cdot 100 = \frac{19,329}{19,339} \cdot 100 = 99,95\%$$

$$FAME_{màx_{teòric}} = \frac{50.000.000 \text{ (kg/any)}}{885,43 \text{ (kg/kmol TG)}} \cdot \frac{3 \text{ kmol FAME}}{1 \text{ kmol TG}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{365 \cdot 24 \text{ h}} = 19,339 \text{ kmol/h}$$

S'observa que en aquestes condicions la temperatura al calderí és correcta. D'una banda perquè és inferior a la recomanada en la literatura, i d'altra perquè no és necessari utilitzar oli tèrmic per aconseguir aquesta temperatura al calderí.

En aquest moment es podria donar la simulació per acabada ja que es compleixen els objectius fixats, bona conversió de triglicèrids, bon rendiment de Biodièsel i temperatura al calderí raonable. Però, es continua simulant el procés per aconseguir una relació de reflux menor (inicialment a 25, ja que és el valor òptim trobat en la literatura) i també es fixa que la columna treballi a pressió atmosfèrica, com s'havia trobat en la literatura, per així evitar tot el sistema de buit.





**Figura A.17.** Temperatura al calderí en funció de la relació de reflux.

En la Figura A.17. es comprova que amb una relació de reflux de 5 és suficient per tenir una bona conversió, un bon rendiment, i una temperatura al calderí acceptable.

Així, es pot concloure que el procés ocórrer en un pre-reactor, que converteix el 31% dels triglicèrids, seguit d'una columna de destil·lació reactiva que treballa a pressió atmosfèrica, amb 12 plats, una relació de reflux de 5, alimentada per el segon plat i amb metanol recirculat a cada plat reactiu.

Flux molar (kmol/h)	Entrada columna	Corrent de cues	Corrent de caps
<b>Metanol</b>	22,040	16,560	20
<b>Triglicèrids</b>	4,442	0,007	3,083E-10
<b>Diglicèrids</b>	0,725	0,026	7,040E-08
<b>Monoglicèrids</b>	0,817	0,040	2,411E-41
<b>FAME</b>	3,745	19,226	1,182E-19
<b>Glicerol</b>	0,462	6,373	8,832E-10

**Taula A.18.** Resultats columna de destil·lació reactiva amb relació de reflux de 5.



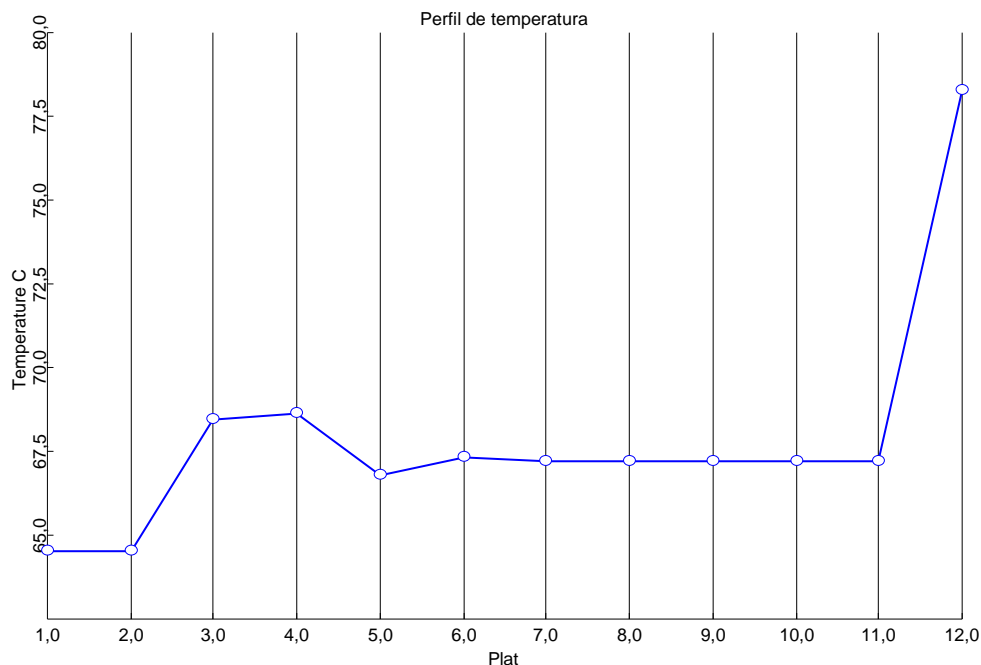
- **Conversió a la columna:**

$$X_{TG}(\%) = \frac{T_{G_0} - TG}{T_{G_0}} \cdot 100 = \frac{4,442 - 0,007}{4,442} \cdot 100 = 99,84\%$$

- **Rendiment de FAME a la columna:**

$$Y(\%) = \frac{FAME_{produït}}{FAME_{màx_{teòric}}} \cdot 100 = \frac{19,226}{19,339} \cdot 100 = 99,42\%$$

$$FAME_{màx_{teòric}} = \frac{50.000.000 \text{ (kg/any)}}{885,43 \text{ (kg/kmol TG)}} \cdot \frac{3 \text{ kmol FAME}}{1 \text{ kmol TG}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{365 \cdot 24 \text{ h}} = 19,339 \text{ kmol/h}$$

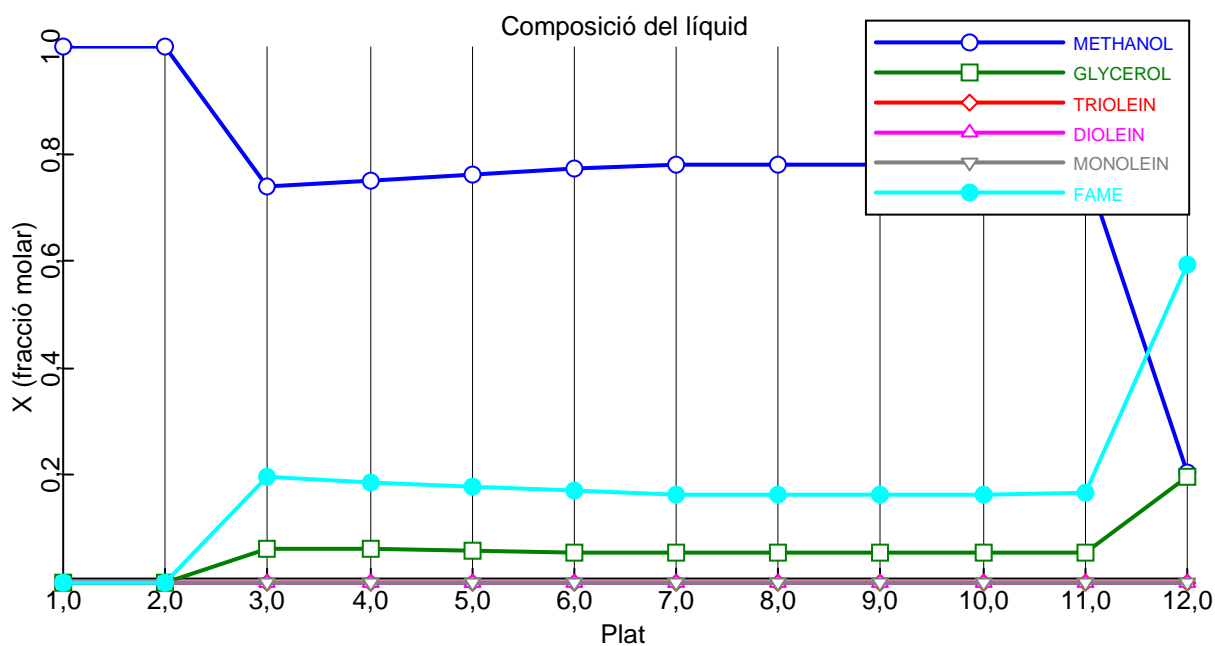


**Figura A.19.** Perfil de temperatura de la columna de destil·lació reactiva.

Al observar, però, el perfil de temperatures de la columna, Figura A.19., s'observa que en els plats 7-8-9-10 la temperatura es manté pràcticament constant. Aquest fet fa pensar que no hi ha canvi de composició en els plats, és a dir, que no estan treballant. Es comprova amb la Figura A.20. la composició a cada plat.



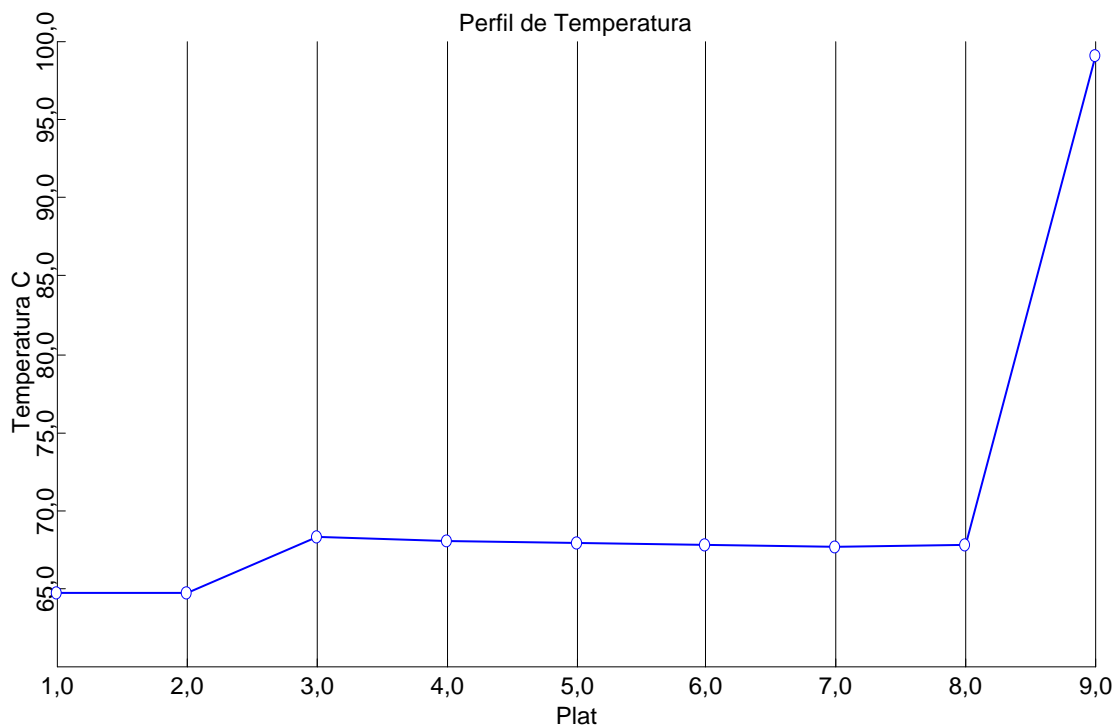




**Figura A.20.** Composició als plats de la columna de destil·lació reactiva.

Per aquest motiu, es simula el procés treient els plats no necessaris. És a dir, la columna de destil·lació reactiva tindrà 9 plats, 5 d'ells reactius (del 3 al 7).

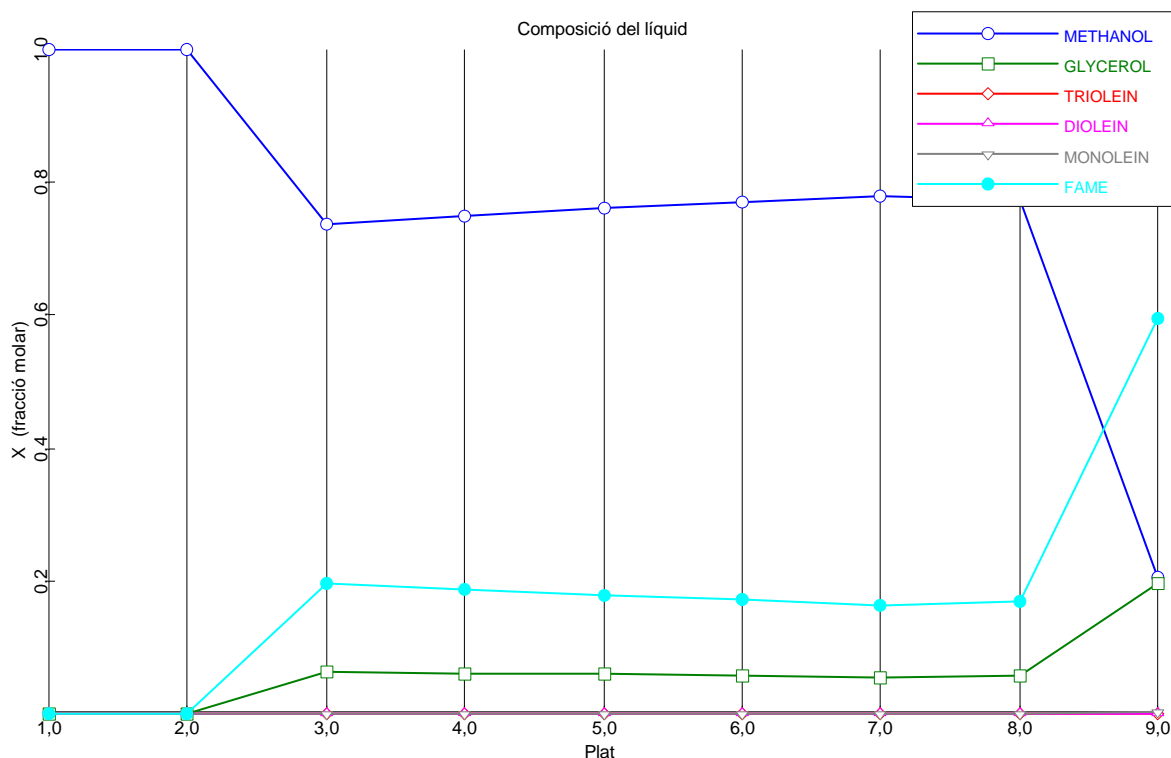
A continuació es presenten els resultats per aquesta nova configuració.



**Figura A.21.** Perfil de temperatura de la columna de destil·lació reactiva.



En aquest nou perfil de temperatura (Figura A.21.) s'observa que els plats reactius (del 3 al 7) no presenten gairebé canvi de temperatura, quan realment si s'espera un gran canvi degut a que es van formant nous productes, que va canviant la composició. Però, realment no és així degut a les entrades laterals de metanol. Aquest fet fa que la composició canviï poc degut a que el metanol és el component majoritari, encara que es formin nous productes. En la Figura A.22. es pot comprovar com el metanol és el component majoritari en tots els plats, i pràcticament constant en els plats reactius degut a les entrades laterals.



**Figura A.22.** Composició del líquid de la columna de destil·lació reactiva.

Observant la Figura A.22., sembla que es produeix metanol i que desapareix el Biodièsel. Però, realment no és així. S'ha de tenir en compte que s'introdueix més metanol del necessari en cada plat reactiu, i que per tant, el metanol va augmentant de proporció degut al no reaccionat. Es pot comprovar en la següent Taula A.23. on es veu la generació o desaparició de cada component en cada plat.

Plat	Metanol	Glicerol	TG	DG	MG	FAME
1	0	0	0	0	0	0



<b>2</b>	0	0	0	0	0	0
<b>3</b>	-15,310	5,830	-4,410	-0,660	- 0,750	15,310
<b>4</b>	-0,044	0,021	-0,007	-0,008	-0,005	0,044
<b>5</b>	-0,027	0,013	-0,004	-0,006	-0,003	0,027
<b>6</b>	-0,023	0,011	-0,003	-0,005	-0,003	0,023
<b>7</b>	-0,019	0,009	-0,002	-0,004	-0,003	0,019
<b>8</b>	0	0	0	0	0	0
<b>9</b>	0	0	0	0	0	0

**Taula A.23.** Generació i desaparició dels components en cada plat.

<b>Component</b>	<b>Entrada columna (kmol/h)</b>	<b>Corrent de caps (kmol/h)</b>	<b>Corrents de cues (kmol/h)</b>	<b>Corrent de caps (Fracció molar)</b>	<b>Corrents de cues (Fracció molar)</b>
<b>METANOL</b>	22,040	20	6,616	0,999	0,205
<b>GLICEROL</b>	0,462	2,05E-08	6,343	1,056E-09	0,197
<b>TG</b>	4,442	1,94E-10	0,014	1,044E-11	4,59E-04
<b>DG</b>	0,725	1,19E-31	0,039	5,967E-33	0,001
<b>MG</b>	0,817	3,12E-16	0,049	1,646E-17	0,002
<b>FAME</b>	3,745	1,02E-07	19,169	5,106E-09	0,594

**Taula A.24.** Resultats finals de la columna de destil·lació reactiva.

- Conversió a la columna:

$$X_{TG}(\%) = \frac{TG_0 - TG}{TG_0} \cdot 100 = \frac{4,442 - 0,014}{4,442} \cdot 100 = 99,68\%$$



### - Rendiment de FAME a la columna:

$$Y(\%) = \frac{FAME_{produït}}{FAME_{màx_{teòric}}} \cdot 100 = \frac{19,169}{19,339} \cdot 100 = 99,12\%$$

$$FAME_{màx_{teòric}} = \frac{50.000.000 \text{ (kg/any)}}{885,43 \text{ (kg/kmol TG)}} \cdot \frac{3 \text{ kmol FAME}}{1 \text{ kmol TG}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{365 \cdot 24 \text{ h}} = 19,339 \text{ kmol/h}$$

### A.2.2. Simulació del pre-reactor

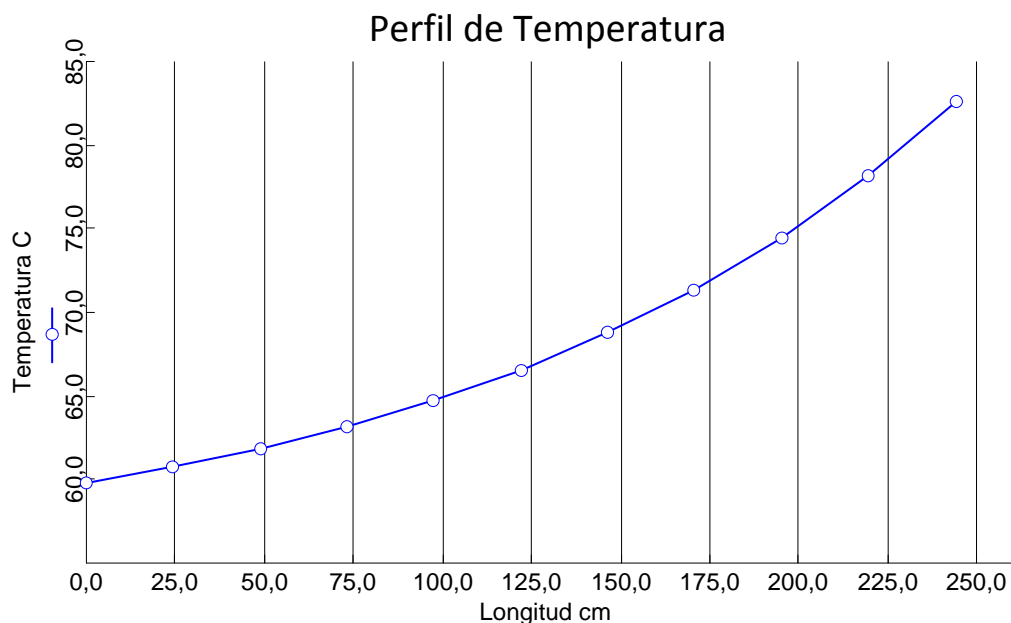
Per simular el procés de producció de Biodièsel correctament és necessari conèixer el tipus de reactor a utilitzar. Per això, s'ha de decidir entre si utilitzar un reactor isotèrmic o adiabàtic i si ha de ser agitat, tubular, de llit fix o fluïditzat. A més, també s'ha de decidir el catalitzador a utilitzar.

Pel fet de que a la columna de destil·lació reactiva s'ha acabat utilitzant un catalitzador heterogeni per poder diferenciar correctament els plats reactius dels no reactius, s'utilitzarà el mateix catalitzador heterogeni en el reactor. Així, es tractarà d'un reactor de llit fix.

Decidir si el reactor ha de ser adiabàtic o isotèrmic depèn de la reacció que ocórrer en el reactor. Si aquesta reacció és molt exotèrmica existirà un gran increment de temperatura, que probablement serà necessari controlar, per tant, s'utilitzarà un reactor isotèrmic. En canvi, si el increment de temperatura no és excessiu es pot utilitzar un reactor adiabàtic.

Així, es simula el procés amb un reactor adiabàtic, que converteixi aproximadament el 30% de triglicèrids, per tal de comprovar el increment de temperatura.





**Figura A.25.** Perfil de temperatura al pre-reactor.

Com es pot veure en la Figura A.25. existeix un increment de temperatura d'uns 23°C, increment no massa excessiu.

Per assegurar però, que aquest augment de temperatura no fa aparèixer una fase gasosa en el reactor, que no interessa ja que la reacció ocórrer en fase líquida, es simula el reactor a pressió (200 kPa).

Component	Entrada reactor (kmol/h)	Sortida reactor (kmol/h)	Entrada reactor (Fracció molar)	Sortida reactor (Fracció molar)
<b>METANOL</b>	25,785	22,040	0,8	0,684
<b>GLICEROL</b>	0	0,462	0	0,014
<b>TG</b>	6,446	4,442	0,2	0,138
<b>DG</b>	0	0,725	0	0,022
<b>MG</b>	0	0,817	0	0,025
<b>FAME</b>	0	3,745	0	0,116

**Taula A.26.** Resultats finals del pre-reactor.



**- Conversió al reactor:**

$$X_{TG}(\%) = \frac{TG_0 - TG}{TG_0} \cdot 100 = \frac{6,446 - 4,442}{4,442} \cdot 100 = 31,09\%$$

**- Rendiment de FAME al reactor:**

$$Y(\%) = \frac{FAME_{produït}}{FAME_{màx_{teòric}}} \cdot 100 = \frac{3,745}{19,339} \cdot 100 = 19,37\%$$

$$FAME_{màx_{teòric}} = \frac{50.000.000 \text{ (kg/any)}}{885,43 \text{ (kg/kmol TG)}} \cdot \frac{3 \text{ kmol FAME}}{1 \text{ kmol TG}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{365 \cdot 24 \text{ h}} = 19,339 \text{ kmol/h}$$



## Annex B. Dimensionat del pre-reactor

### B.1. Introducció

La primera etapa del procés d'obtenció de Biodièsel consisteix en un reactor. Aquest reactor és necessari per garantir el bon contacte entre els reactius, degut a que els triglicèrids i el metanol no es mesclen fàcilment. Així, s'assegura que els reactius tinguin un bon contacte dintre de la columna. Per això, no fa falta que hi hagi molta reacció dintre del reactor, només es convertirà aproximadament un 30% dels triglicèrids inicials.

### B.2. Dimensionat del reactor

El reactor es dimensiona a partir de la conversió de triglicèrids que es vol obtenir en ell. Aquesta conversió dependrà de la massa de catalitzador present en el reactor. Per això, és necessari resoldre el següent sistema d'equacions següent per tal de conèixer la concentració de cada component segons la massa de catalitzador utilitzada.

$$\frac{dF_{TG}}{dW} = -K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] + K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME]$$

$$\frac{dF_{DG}}{dW} = K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] - K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] - K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] + K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME]$$

$$\frac{dF_{MG}}{dW} = K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] - K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] - K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] + K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{dF_{FAME}}{dW} = K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] - K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] + K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] - K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] + K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] - K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{dF_{MeOH}}{dW} = -K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] + K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] - K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] + K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] - K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] + K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{dF_G}{dW} = K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] - K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

Segons aquest sistema d'equacions, les constants cinètiques han d'estar donades per massa de catalitzador. Realment, però, les constants cinètiques proporcionades per l'estudi [12] estan donades per volum del reactor. Així, és necessari fer algun ajust per poder calcular la massa de catalitzador necessària.



Primerament es resol el sistema d'equacions següent, on les velocitats de reacció estan definides per a les constants cinètiques per volum de reactor.

$$\frac{d[TG]}{dt} = -K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] + K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME]$$

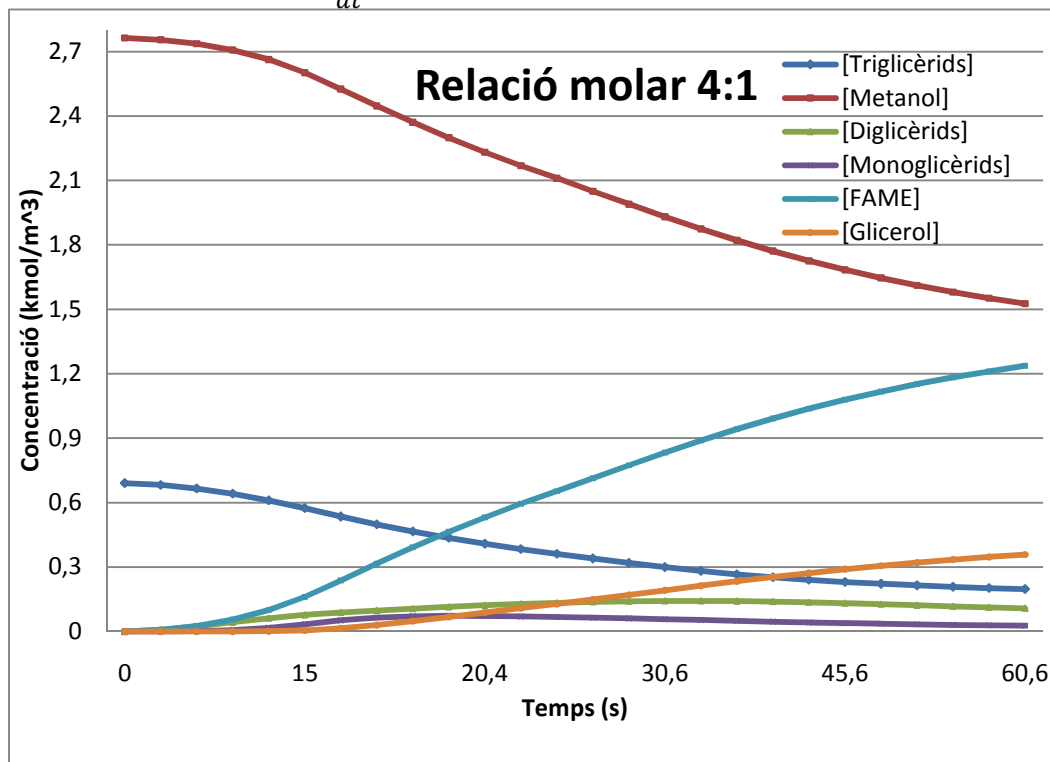
$$\frac{d[DG]}{dt} = K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] - K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] - K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] + K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME]$$

$$\frac{d[MG]}{dt} = K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] - K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] - K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] + K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{d[FAME]}{dt} = K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] - K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] + K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] - K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] + K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] - K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{d[MeOH]}{dt} = -K_1 \cdot [TG] \cdot [MeOH] + K_2 \cdot [DG] \cdot [FAME] - K_3 \cdot [DG] \cdot [MeOH] + K_4 \cdot [MG] \cdot [FAME] - K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] + K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$

$$\frac{d[G]}{dt} = K_5 \cdot [MG] \cdot [MeOH] - K_6 \cdot [G] \cdot [FAME]$$



**Figura B.1.** Resultats de la integració del sistema d'equacions anterior.





Amb els resultats obtinguts es coneix el temps de contacte necessari per obtenir una conversió del 31%, és a dir, 19s.

Per tant, també es coneix el volum de reactor homogeni necessari i la quantitat de catalitzador dissolta, ja que les constants cinètiques utilitzades estan donades per una concentració de catalitzador del 0,2% en pes.

$$V_{reactor} = Q_{entrada} \cdot \tau = 0,0026 \cdot 19 = 0,0492 \text{ m}^3$$

$$[CH_3ONa] = 0,002 \frac{kg \text{ cat.}}{kg \text{ dis.}} \cdot 700,46 \frac{kg \text{ dis.}}{m^3} \cdot \frac{1 \text{ Kmol cat.}}{54 \text{ kg cat.}} = 0,0259 \text{ kmol/m}^3$$

$$CH_3ONa = 25,9 \frac{mol}{m^3} \cdot 0,0492 \text{ m}^3 = 1,277 \text{ mols catalitzador}$$

Així, es considera que per a que el reactor catalític tingui la mateixa conversió que el no catalític han de tenir el mateix nombre de mols de cada catalitzador.

$$mols_{CH_3ONa} = mols_{A-15}$$

Per tant, a partir de l'equivalent entre mols i massa del catalitzador heterogeni es coneix la massa a utilitzar.

$$W_{A-15} = 1,277 \text{ mols} \cdot \frac{1 \text{ Kg}}{4,7 \text{ mols}} = 0,2718 \text{ Kg A - 15}$$

Es tracta d'un reactor de llit fix adiabàtic, així s'evita tot el sistema refrigerant o d'escalfament, ja que s'ha comprovat que la reacció no és excessivament exotèrmica (veure Annex A).

A continuació, es dimensiona el reactor per tal de que hi càpiga la massa de catalitzador.

$$V_{reactor} = \frac{W_{cat}}{\rho_B} = \frac{0,2718}{608} = 0,4469 \text{ l}$$

Al ser el volum del reactor tant petit es decideix mesclar el catalitzador amb un rebliment inert, de manera que estigui diluït al 30%, i que el reactor tingui un volum de 100l.

$$\tau = 19s = \frac{W' \cdot 0,3}{Q \cdot \rho} = \frac{W' \cdot 0,3}{0,0026 \cdot 700,46}$$

Per tant,  $W'=115,27 \text{ kg}$ .

És a dir,  $W_{cat} = 0,3 \cdot W' = 34,58 \text{ kg}$



$$W_{inert} = 0,7 \cdot W' = 80,69 \text{ kg}$$

Finalment, es troben les dimensions del reactor per una pèrdua de càrrega de 100 Pa/m.

Aplicant la següent equació es troba el cabal màssic de líquid per unitat de superfície, que permet trobar la velocitat del fluid, i per tant, calcular el diàmetre del reactor.

$$\frac{\Delta P}{z} = -\frac{L}{\rho \cdot D_p} \cdot \left( \frac{1 - \Phi}{\Phi^3} \right) \cdot \left( \frac{150 \cdot (1 - \Phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 \cdot L \right) = 100 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

$$L = 0,0578 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$L = u \cdot \rho$$

$$u = 0,0825 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)}{u \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)} = 0,032 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$D = 0,2 \text{ m}$$

Finalment es calcula l'altura necessària del reactor.

$$V = 0,1 \text{ m}^3 = A \cdot \text{Altura}$$

$$\text{Altura} = 3,18 \text{ m}$$

En la Taula B.2., extreta de la referència [2], es recomana un espessor mínim per a recipients que no estan sotmesos a pressió. Cal però, afegir uns mil·límetres més de gruix per evitar problemes de corrosió.

Així, tenint en compte que el reactor estarà fabricat en acer inoxidable 304, l'espessor serà de 8 mm.



<b>Diàmetre interior carcassa (mm)</b>	<b>Acer al carboni</b>		<b>Acer aliat</b>
	<b>Tub</b>	<b>Placa</b>	
<b>150</b>	7,1	-	3,2
<b>200-300</b>	9,3	-	3,2
<b>330-580</b>	9,5	7,9	3,2
<b>610-740</b>	-	7,9	4,8
<b>760-990</b>	-	9,5	6,4
<b>1010-1520</b>	-	11,1	6,4
<b>1550-2030</b>	-	12,7	7,9
<b>2050-2540</b>	-	12,7	9,5

**Taula B.2.** Espessor mínim [2].

A continuació es presenta la Taula B.3. amb els resultats obtinguts.

<b>Diàmetre (m)</b>	0,2
<b>Altura (m)</b>	3,18
<b>Massa catalitzador (kg)</b>	34,58
<b>Massa rebliment inert (kg)</b>	80,69

**Taula B.3.** Resultats del dimensionat del pre-reactor.





## **Annex C. Control del pre-reactor**

El reactor opera a 200 kPa de pressió, per el que és necessari que existeixi un controlador indicador de pressió (PIC) a la sortida per assegurar la correcta pressió d'operació.

També disposarà d'un controlador indicador de cabal (FIC) que regularà la velocitat de pas del fluid per garantir el temps de contacte necessari per a la reacció.

Finalment, hi haurà diferents indicadors de temperatura (TI), que serviran per controlar el correcte avanç de la reacció.





## **Annex D. Dimensionat de la columna de destil·lació reactiva**

### **D.1. Introducció**

La segona etapa del procés consisteix en la columna de destil·lació reactiva. Generalment, la destil·lació reactiva consisteix en que la reacció i la separació dels productes ocorren en la mateixa etapa, en la mateixa unitat. D'aquesta manera s'aconsegueix un estalvi en el cost de la inversió i en el cost energètic. Però, no és exactament el que ocórrer en el cas de la producció de Biodièsel. Al ser el metanol molt més volàtil que els productes, aquest es recupera per caps i per tant, no es separen els productes, sinó que es separa els reactius dels productes. És a dir, es separa el metanol en excés dels productes formats.

El disseny d'una columna de destil·lació reactiva requereix el coneixement de la cinètica de la reacció, de l'equilibri de la reacció i el comportament de les fases. A més, les condicions de pressió i temperatura per la separació han de ser compatibles amb les condicions de la reacció. És necessari que siguin les mateixes, o molt properes.

La reacció química normalment té lloc en la fase líquida o en la superfície d'un catalitzador sòlid en contacte amb la fase líquida. En aquest cas, s'utilitza una columna de rebliment, tant en els plats reactius com en els no reactius, ja que així, al estar el catalitzador en estat sòlid no és necessari neutralitzar-lo de la corrent de cues.

### **D.2. Dimensionat de la columna de destil·lació reactiva.**

Pel dimensionat de la columna de destil·lació reactiva es diferencien els plats reactius dels no reactius.

#### **D.2.1. Plats reactius**

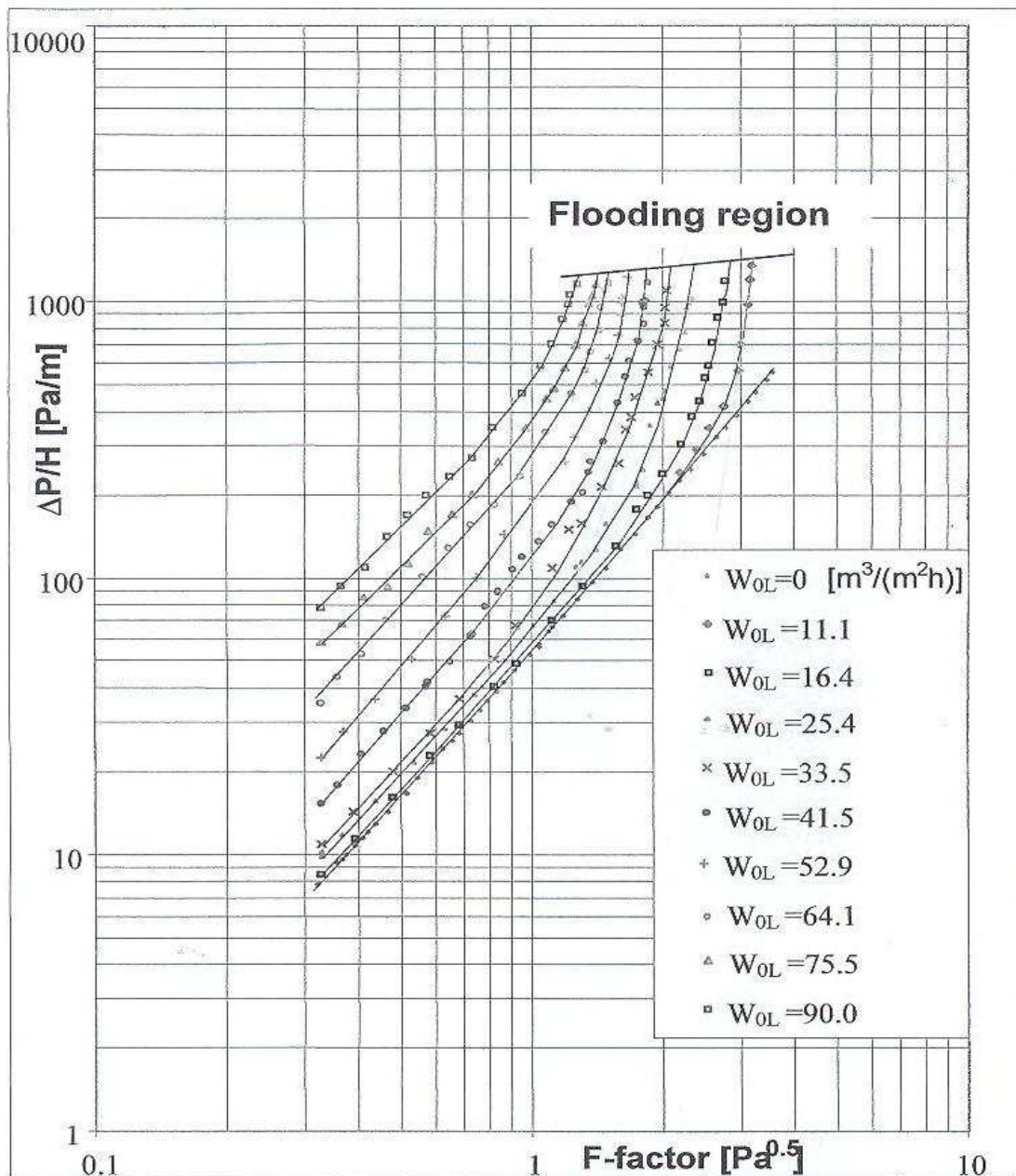
##### **D.2.1.1. Dimensions de la columna**

Els plats reactius, situats en la part central de la columna, són de rebliment catalític estructurat, concretament de la gama KATAPAK-SP de la casa Sulzer.

Per determinar el diàmetre de la columna necessari en els plats reactius s'ha de tenir en compte la velocitat de inundació del vapor. Així, la velocitat del vapor adequada a la columna, per tal d'evitar la inundació, es pren com un 90% de la velocitat de inundació. A més, també s'ha de complir la relació entre els cabals de líquid i vapor que hi ha d'haver a dintre de la columna.



Així, es calcula el diàmetre de la columna, de forma indirecta, a partir de la Figura D.1.



**Figura D.1.** Factor de vapor en funció de la caiguda de pressió [17]

Per calcular el diàmetre es segueix un procediment iteratiu per tal de complir les dos condicions alhora, és a dir, la relació de cabals i la velocitat de vapor adequada per evitar la inundació de la columna.

Primerament es calcula la relació entre el cabal volumètric de líquid i de vapor a dintre de la columna (X), a partir de les dades proporcionades per ASPEN TECH (veure Annex R).





$$X = \frac{L \text{ (m}^3/\text{h)}}{V \text{ (m}^3/\text{h)}}$$

Plat	X
3	0,0038
4	0,0038
5	0,0039
6	0,0040
7	0,0041

**Taula D.2.** Relació entre el cabal de líquid i de vapor a la columna.

A continuació, es segueixen els següents passos fins a trobar els valors adequats del factor de vapor,  $F$ , i  $W_{OL}$ , cabal volumètric de líquid per unitat de superfície, per a complir les condicions fixades.

1. Es fixa un valor de cabal volumètric de líquid per unitat de superfície ( $W_{OL}$ ) i es troba el factor de vapor ( $F_f$ ) que correspon a la velocitat de inundació.  
El factor de vapor ( $F_f$ ) que correspon a la velocitat de inundació és aquell on la corba deixa de ser recta.
2. Amb la següent equació es calcula la velocitat de inundació ( $u_f$ ) corresponent al cabal volumètric de líquid per unitat de superfície fixat.

$$F_f = u_f \cdot \sqrt{\rho_v}$$

3. S'aplica la correcció a la velocitat de inundació, per trobar la velocitat del vapor ( $u_v$ ) que evita la inundació, és a dir, el 90% de la velocitat de inundació.

$$u_v = 0,9 \cdot u_f$$

4. Es troba el cabal volumètric de vapor per unitat de superfície ( $W_{OV}$ ) a partir de la velocitat del vapor.

$$W_{OV}(\text{m}^3/\text{h} \cdot \text{m}^2) = u_v(\text{m/s}) \cdot 3600\text{s}/1\text{h}$$



5. Finalment, es comprova si es compleix la relació entre els cabals volumètrics per unitat de superfície amb la relació calculada.

$$X = \frac{L \text{ (m}^3\text{/h)}}{V \text{ (m}^3\text{/h)}} = \frac{W_{0L} \text{ (m}^3\text{/h} \cdot \text{m}^2)}{W_{0V} \text{ (m}^3\text{/h} \cdot \text{m}^2)}$$

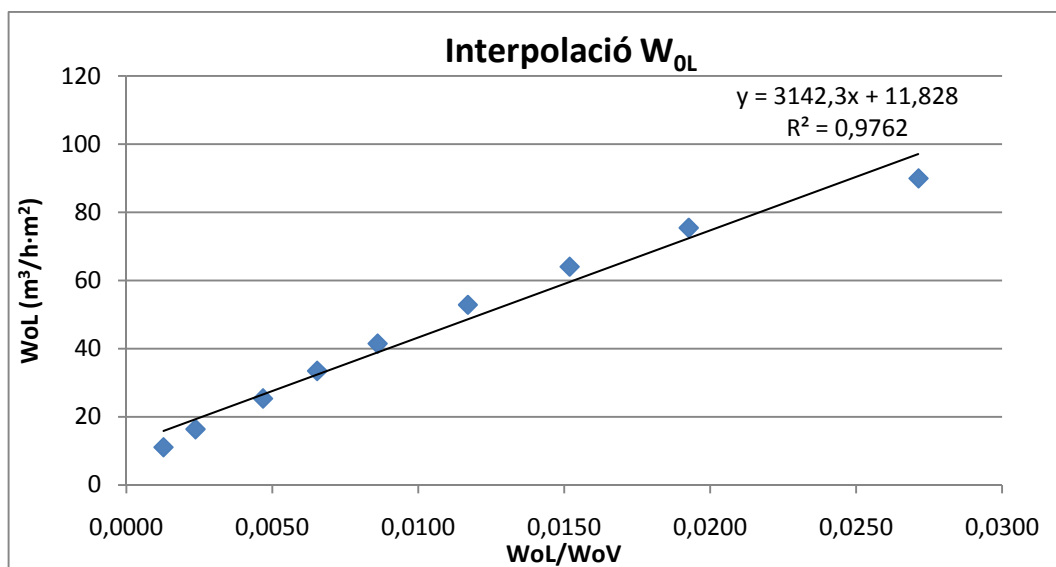
Es repeteixen aquests passos fins a trobar el cabal volumètric de líquid per unitat de superfície ( $W_{0L}$ ) i el factor de vapor (F) de la columna que permeten el càlcul del diàmetre de la columna i la caiguda de pressió.

$W_{0L} \text{ (m}^3\text{/h} \cdot \text{m}^2)$	$F_f$	$u_f \text{ (m/s)}$	$u_v \text{ (m/s)}$	$W_{0V} \text{ (m}^3\text{/h} \cdot \text{m}^2)$	$W_{0L}/W_{0V}$
11,1	2,9	2,699	2,429	8744,235	0,0013
16,4	2,3	2,141	1,926	6935,083	0,0024
25,4	1,8	1,675	1,508	5427,456	0,0047
33,5	1,7	1,582	1,424	5125,931	0,0065
41,5	1,6	1,489	1,340	4824,406	0,0086
52,9	1,5	1,396	1,256	4522,880	0,0117
64,1	1,4	1,303	1,173	4221,355	0,0152
75,5	1,3	1,209	1,089	3919,830	0,0193
90	1,1	1,024	0,921	3316,779	0,0271

**Taula D.3.** Relació entre el cabal volumètric de líquid i de vapor a la columna segons la Figura D.1.

Com es veu en la Taula D.3. no hi ha cap cabal volumètric de líquid per unitat de superfície que faixi coincidir exactament la relació de cabals trobada amb la calculada (X) (Taula D.2.). Per tant, s'interpolerà per poder conèixer quin és el cabal volumètric de líquid per unitat de superfície adequat.





**Figura D.4.** Interpolació del cabal volumètric per unitat de superfície.

Introduint els valors de X a la regressió trobada es calculen els següents cabals volumètrics de líquid per unitat de superfície ( $W_{oL}$ )

Plat	X	$W_{oL} (m^3/h \cdot m^2)$
3	0,0038	23,619
4	0,0038	23,862
5	0,0039	24,104
6	0,0040	24,346
7	0,0041	24,581

**Figura D.5.** Cabal volumètric per unitat de superfície adequat per a cada plat reactiu.

Finalment, coneixent el cabal volumètric de líquid, proporcionat per ASPEN TECH, es calcula la secció necessària en els plats reactius. A partir d'aquesta es calcula el diàmetre de la columna amb les següents equacions:



$$W_{0L} \left( \frac{m^3}{h \cdot m^2} \right) = \frac{L \left( \frac{m^3}{h} \right)}{A \left( m^2 \right)}$$

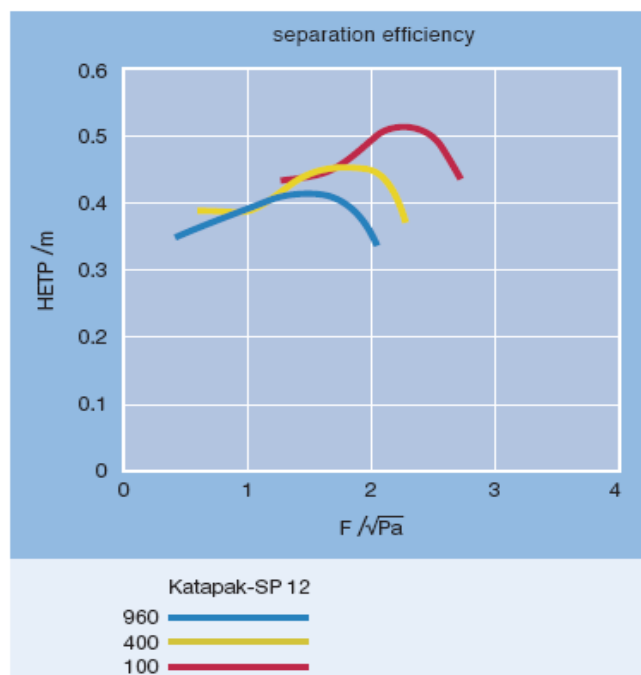
$$A \left( m^2 \right) = \frac{\pi \cdot D^2 \left( m \right)}{4}$$

Plat	$W_{0L} \left( m^3/h \cdot m^2 \right)$	Àrea $(m^2)$	D (m)
3	23,619	0,378	0,693
4	23,862	0,381	0,696
5	24,104	0,384	0,699
6	24,346	0,388	0,703
7	24,581	0,391	0,706

**Taula D.6.** Càlcul del àrea i del diàmetre dels plats reactius.

Així, es considera que el diàmetre de la columna de destil·lació reactiva serà de 0,7m.

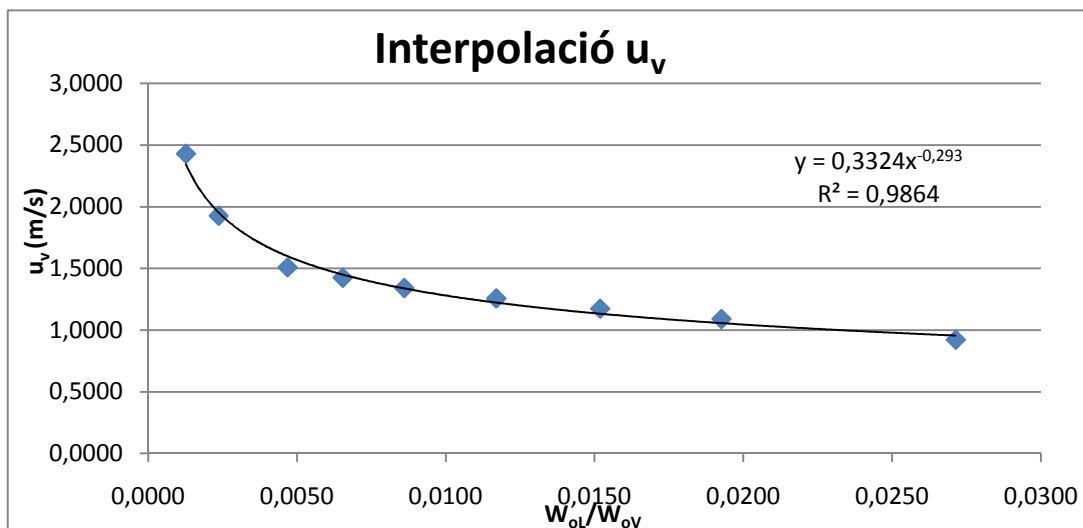
Per acabar de dimensionar la columna es necessita conèixer l'altura de rebliment necessari. En la simulació del procés, amb el programa ASPEN TECH, s'han utilitzat cinc plats teòrics reactius. Per poder conèixer l'altura de rebliment necessari s'ha de conèixer el paràmetre HETP (height of a theoretical plate) d'aquest rebliment per poder donar una equivalència entre plats teòrics i altura del rebliment. Sulzer proporciona el valor del paràmetre HETP en funció del factor de vapor (F), en la Figura D.7.



**Figura D.7.** Paràmetre HETP en funció del factor de vapor (F) [21].



Així, es necessita calcular el valor de  $F$ , és a dir, es necessita el valor de la velocitat del vapor en les condicions de cabal volumètric de líquid per unitat de superfície fixat. Degut a que en la Figura D.1. no existeixen totes les corbes per a cada valor de cabal volumètric per unitat de superfície, també es cerca una regressió per poder calcular la velocitat del vapor.



**Figura D.8.** Interpolació de la velocitat del vapor.

Es calcula el valor de la velocitat de vapor ( $u_v$ ) a partir de la regressió trobada anteriorment i el factor de vapor ( $F$ ).

Plat	X	$u_v$ (m/s)	$F$ (Pa <sup>0.5</sup> )
3	0,0038	1,708	1,827
4	0,0038	1,697	1,816
5	0,0039	1,688	1,806
6	0,0040	1,678	1,796
7	0,0041	1,669	1,786

**Figura D.9.** Càlcul del factor de vapor i la velocitat del vapor.

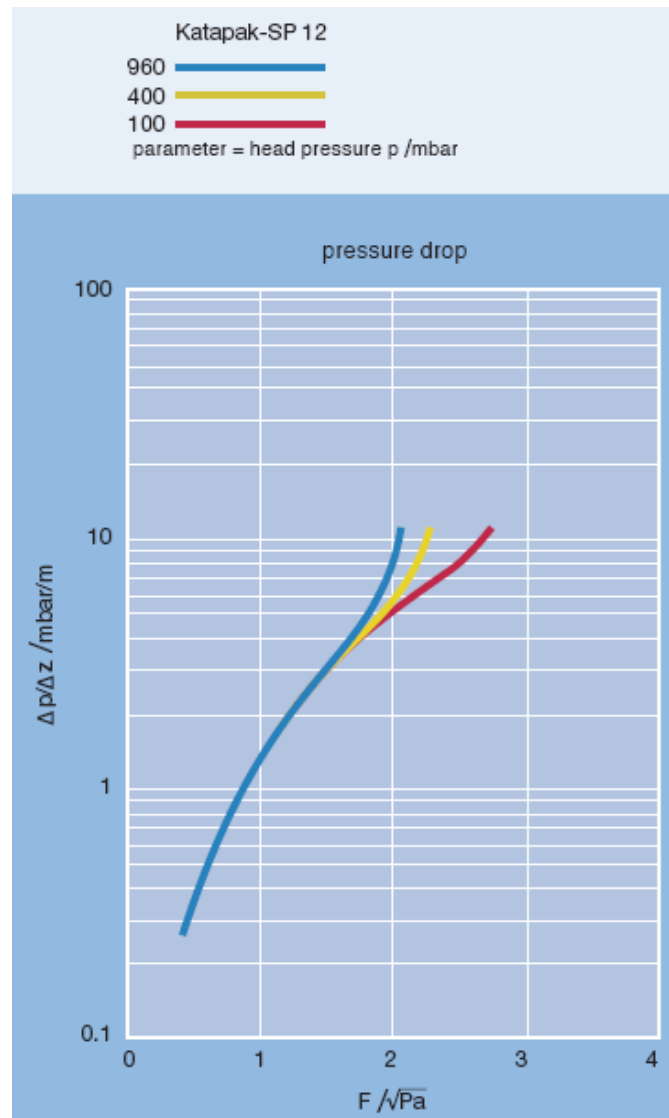


Prenent un valor mitjà de  $F$  de 1,8, en la Figura D.7. es veu que es poden utilitzar els KATAPAK-SP 400 i 100, que tenen un valor del paràmetre HETP de 0,43m.

Així, es pot calcular l'altura de rebliment necessari com:

$$\text{Altura (m)} = N^{\circ}\text{plats teòrics} \cdot \text{HETP} = 5 \cdot 0,43 = 2,15 \text{ m}$$

A més, es calcula també la caiguda de pressió a la columna a partir de la Figura D.5:



**Figura D.10.** Caiguda de pressió per unitat de longitud en funció del factor de vapor [21].

Així, introduint el valor del factor de vapor ( $F$ ) es troba una caiguda de pressió de 0,4 kPa/m.



### D.2.1.2. Càlcul de la massa de catalitzador necessària

Per calcular la massa de catalitzador necessària s'ha de tenir en compte que la simulació està feta amb els valors de les constants cinètiques trobades a la literatura [12], és a dir, utilitzant un catalitzador homogeni,  $\text{CH}_3\text{ONa}$ . Però, realment no s'utilitzaria aquest catalitzador ja que al ser homogeni no és fàcil diferenciar els plats reactius dels no reactius. És per aquest motiu que es va decidir utilitzar un catalitzador heterogeni, concretament el Amberlyst-15.

Per això, s'ha de trobar una equivalència entre els dos catalitzadors de manera que la conversió dins la columna sigui la mateixa. Així, es considera que els mols dels llocs actius del catalitzador homogeni han de ser els mateixos al del catalitzador heterogeni, és a dir, mateixos mols de cada catalitzador.

A partir del cabal volumètric de líquid en els plats, i tenint en compte el temps de residència en cada plat, es calcula el volum que hauria de tenir un plat si s'utilitzés el catalitzador homogeni. A partir d'aquest volum, i sabent la concentració del catalitzador homogeni a la qual han estat trobades les constants cinètiques, es troben els mols necessaris. Aquests s'igualen als mols de catalitzador heterogeni i a partir de l'equivalència entre mols i massa de catalitzador heterogeni es troba la massa de catalitzador heterogeni necessària.

Temps de residència en els 5 plats teòrics: 2,67 min

Temps de residència en un plat teòric: 32,04 s

$[\text{CH}_3\text{ONa}] = 0,2\% \text{ (wt)} = 0,0282 \text{ kmol/m}^3$

Equivalència entre mols de catalitzador heterogeni i massa: 4,7 mol/kg catalitzador (veure Figura 4.5).

Plat	L ( $\text{m}^3/\text{s}$ )	V plat ( $\text{m}^3$ )	kmol $\text{CH}_3\text{ONa}$	Kg Amberlyst-15
3	0,0025	0,0794	0,0022	0,4773
4	0,0025	0,0809	0,0023	0,4865
5	0,0026	0,0824	0,0023	0,4959
6	0,0026	0,0840	0,0024	0,5053
7	0,0027	0,0856	0,0024	0,5148

**Taula D.11.** Càlcul de la massa de catalitzador necessari en cada plat.



Així, la quantitat de catalitzador heterogeni necessari serà la suma de la quantitat necessària en cada plat.

Per tant,  $W=2,4798$  kg de Amberlyst-15.

### D.2.2. Plats no reactius

Els plats no reactius, situats a la part superior i inferior de la columna, es dimensionen tenint en compte que es tracta d'una columna de rebliment desordenat, concretament el rebliment IMTP de la casa Norton. Existeixen sis mides diferents d'aquest rebliment. Per això, es fan els càlculs amb totes les mides i després s'escollirà quina és la més adequada.

#### D.2.2.1. Altura del rebliment

Per determinar l'altura de rebliment necessari, és a dir, l'altura que equival als plats teòrics, només és necessari conèixer el paràmetre HETP del rebliment a utilitzar.

Com s'ha comentat en l'Annex A, la columna està formada per 9 plats teòrics, dels quals 5 són reactius. Els altres quatre plats teòrics estan repartits entre la secció de rectificació i la d'esgotament. A més, de que inclouen el condensador i el calderí. Així, significa que tant a la secció de rectificació com a la d'esgotament només hi ha un plat teòric, i que, per tant, l'alçada de rebliment necessari equivaldrà al paràmetre HETP.

Segons les dades proporcionades per Norton per el rebliment IMTP el paràmetre HETP depèn de la viscositat del líquid i de la tensió superficial, que son dades proporcionades per ASPEN TECH en cada plat teòric (veure Annex R).

Existeixen dues correlacions segons el valor de la viscositat del líquid: (Norton)

$$HETP = A \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{-0,16} \cdot 1,78^\mu \text{ per } \mu < 0,4 \text{ cP}$$

$$HETP = B \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{-0,19} \cdot \frac{\mu}{0,2}^{0,21} \text{ per } \mu > 0,4 \text{ cP}$$

Per tant, observant els valors de la viscositat del líquid proporcionats per ASPEN TECH (veure Annex R) s'ha d'utilitzar la primera correlació per al plat 2 i la segona per al plat 8.

	No. 15	No. 25	No. 40	No. 50	No. 60	No. 70
A (mm)	272	330	401	526	616	758
B (mm)	296	366	439	579	678	827





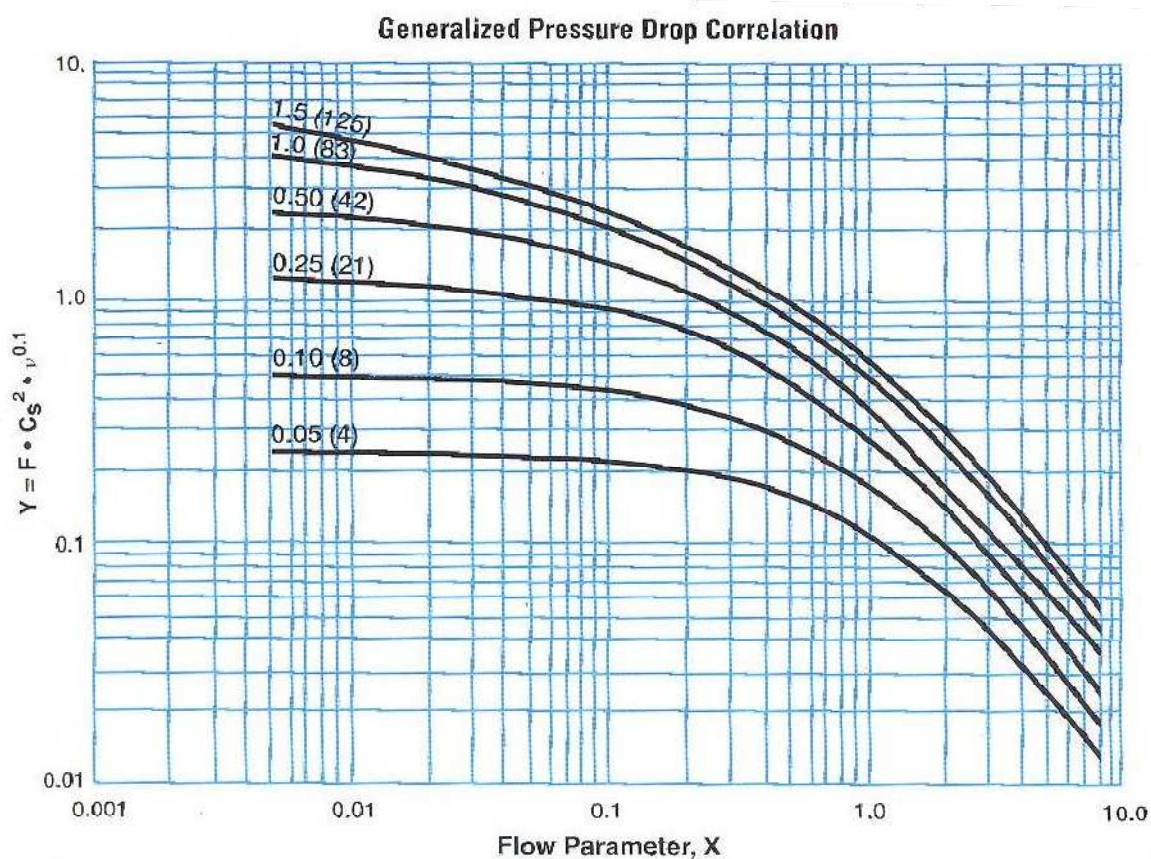
<b>HETP (2) (mm)</b>	304,766	369,752	449,305	589,363	690,204	849,309
<b>HETP (8) (mm)</b>	343,077	424,210	508,821	671,087	785,832	958,530

**Taula D.12.** Càlcul del paràmetre HETP.

#### D.2.2.2. Diàmetre de la columna

Per determinar el diàmetre de la columna es té en compte la pèrdua de càrrega per unitat de longitud. Normalment, es pren un valor aproximat de 80mm d'aigua per metre de rebliment [4].

Així, a partir de la correlació donada en la Figura D.13. es pot calcular el factor Y, que permet el càlcul del factor de capacitat (Cs).



**Figura D.13.** Correlació per a la caiguda de pressió [18].



El paràmetre de flux X es calcula a partir de la següent equació:

$$X = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Introduint el valor calculat de X a la Figura D.13. per la caiguda de pressió de 83mm d'aigua per metre de rebliment s'obtenen els següents valors de Y.

Plat	X	Y	Y inundació	% inundació
2	0,029	3,1	5,2	77,2
8	0,116	2	3,5	75,6

**Taula D.14.** Càlcul del paràmetre Y.

Es comprova que la inundació de la columna és menor al 80%, valor recomanat per la literatura [4], a partir de la següent correlació:

$$\%inundació = 100 \cdot \frac{Y^{0,5}}{Y_{inundació}}$$

A continuació, es calcula el factor de capacitat (Cs, m/s) amb la següent correlació:

$$Y = F \cdot C_s^2 \cdot v^{0,1}$$

On F representa el factor d'empaquetatge ( $m^{-1}$ ) i v representa la viscositat cinemàtica del líquid (cSt).

A partir del factor de capacitat (Cs) es pot calcular la velocitat del vapor (V, m/s), amb la següent equació:

$$C_s = V \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$$

		No. 15	No. 25	No. 40	No. 50	No. 60	No. 70
<b>Cs (m/s)</b>	2	0,079	0,088	0,115	0,133	0,141	0,163



	8	0,062	0,069	0,089	0,104	0,110	0,127
<b>V (m/s)</b>	2	2,197	2,451	3,204	3,695	3,924	4,532
	8	1,861	2,077	2,715	3,131	3,326	3,839

**Taula D.15.** Càlcul del factor de capacitat i de la velocitat del vapor.

Finalment, es troba la secció de la columna i el diàmetre necessari amb les següents equacions:

$$V = \frac{V_w}{\rho_v \cdot A}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

		No. 15	No. 25	No. 40	No. 50	No. 60	No. 70
<b>A (m²)</b>	2	0,423	0,379	0,290	0,252	0,237	0,205
	8	0,369	0,331	0,253	0,219	0,207	0,179
<b>D (m)</b>	2	0,734	0,695	0,608	0,566	0,549	0,511
	8	0,686	0,649	0,568	0,529	0,513	0,478

**Taula D.16.** Càlcul de la secció de la columna i el diàmetre.

En aquest punt s'està en condicions de decidir quina mida de reblliment s'utilitzarà.

Degut a que el diàmetre de la columna en la secció dels plats reactius és pràcticament constant i aproximat a 0,7m, es decideix utilitzar el reblliment No.15.

Així, també queda determinat el paràmetre HETP de cada plat no reactiu.

<b>Diàmetre de la columna:</b>	<b>Altura de la columna</b>
Plats reactius: 0,7m	Plats reactius: 2,15 m
Plats no reactius: 0,7m	Plat 2: 0,305 m



	Plat 8: 0,343 m
<b>Diàmetre: 0,7m</b>	<b>TOTAL: 2,798 m</b>

**Taula D.17.** Resultats del dimensionat de la columna de destil·lació reactiva.

### D.2.3. Altres dimensions

#### 1) Altura

Segons Walas [4], es recomana deixar un espai entre el primer plat i la part superior de la columna, al igual que entre l'últim plat i la part inferior de la columna.

Així, en la part superior s'ha d'afegir 4 peus d'altura per cada 3 de columna; i en la part inferior s'han d'afegir 6 peus per cada 3 de columna (1 peu = 0,3048 m). És a dir,

Part superior:

$$altura\ superior = 2,6978\ m \cdot \frac{4\ peus}{3\ peus} = 3,5971\ m$$

Part inferior:

$$altura\ inferior = 2,6978\ m \cdot \frac{6\ peus}{3\ peus} = 5,3957\ m$$

Així, la columna tindrà una altura de:

<b>Altura de la columna</b>
Plats reactius: 2,05 m
Plat 2: 0,305 m
Plat 8: 0,343 m
<b>TOTAL: 2,698 m</b>
Part superior: 3,597 m
Part inferior: 5,396 m



---

**TOTAL: 11,691 m**

---

---

**Taula D.18.** Altura final de la columna de destil·lació reactiva.

A més, la columna estarà elevada del terra per tal de que hi hagi suficient diferència d'altura entre el nivell del líquid i la bomba que l'aspirarà. Per tant, la columna estarà elevada 3m.

## **2) Espessor de la columna**

Segons la Taula B.2., la columna ha de tenir un gruix de 4,2mm, però serà de 9,2mm per tal de preveure la possible corrosió.





## **Annex E. Control de la columna de destil·lació reactiva**

La columna de destil·lació reactiva necessita diferents llaços de control per garantir el seu correcte funcionament. Unes variables es poden controlar retroactivament, i altres s'han de determinar per anàlisi off-line. Els llaços de control que es troben en la columna són els següents:

- Control de la pressió a la columna
- Control de la producció i de la qualitat del producte de caps
- Control de la producció en el fons de la columna
- Control del rendiment de la reacció

### **E.1. Control de la pressió a la columna**

No és necessari un control de la pressió, ja que es regula automàticament connectant el condensador a l'atmosfera. En el condensador s'instal·la una vàlvula d'alleujament (flame arrester), que en el moment en que augmenta la pressió, la vàlvula actua de forma immediata expulsant una part del vapor.

En la columna hi ha diferents manòmetres per assegurar el correcte funcionament de la vàlvula d'alleujament del condensador.

### **E.2. Control de la producció i de la qualitat del producte de caps**

En la columna de destil·lació es recupera per caps el metanol no reaccionat. Es vol que el metanol recuperat sigui de molta puresa, ja que aquest es recirculat un altre cop a la columna. Així, es necessita un llaç de control per garantir la puresa del metanol.

Per conèixer i poder controlar la puresa del metanol és necessari un indicador controlador de temperatura (TIC) en la part superior de la columna, degut a que com més pur sigui el metanol recuperat més s'aproximarà aquesta temperatura a la temperatura d'ebullició del metanol.

Aquest indicador controlador de temperatura (TIC) actuarà sobre un indicador controlador del cabal de reflux (FIC). Així, si la temperatura mesurada és major a la temperatura de consigna (temperatura d'ebullició del metanol pur) el TIC demanarà més cabal de reflux que s'aconsegueix mitjançant l'actuació del FIC sobre la vàlvula de reflux. D'aquesta manera, la



vàlvula s'obrirà per a que passi el cabal de líquid necessari per refredar la temperatura de caps de la columna, és a dir, per rectificar més el metanol.

La producció de destil·lat es controlarà mitjançant un indicador controlador de nivell (LIC) en el baló de reflux, per evitar la inundació d'aquest.

### **E.3. Control de la producció en el fons de la columna**

En el fons de la columna hi ha un indicador controlador de nivell (LIC) el qual controla l'obertura de la vàlvula del corrent de cues. Així, si s'acumula més nivell de líquid que el establert per consigna el controlador actua obrint més la vàlvula.

D'altra banda, també hi ha un indicador controlador de temperatura (TIC) que mesura la temperatura del líquid del corrent de cues. Si aquesta temperatura mesurada és menor a la temperatura de consigna significa que hi ha més metanol del esperat. Així, és necessari que el controlador actuï sobre la vàlvula del cabal de vapor d'aigua que entra al calderí, per tal que entri més cabal de vapor d'aigua i per tant, s'evapori més quantitat de metanol en el calderí.

### **E.4. Control del rendiment de la reacció**

Per assegurar que la reacció té lloc, és a dir, per assegurar la conversió de triglicèrids, es necessita garantir el temps de residència i la temperatura de la reacció. Fixats aquests dos factors s'espera que la conversió de la reacció sigui l'esperada.

Per això, existiran diferents indicadors de temperatura (TI) en els plats reactius, a més de que s'utilitzarà un llaç per controlar el cabal d'entrada per a que garanteixi el temps de residència fixat. És a dir, existirà un indicador controlador de cabal (FIC) en l'alimentació i en cada una de les entrades laterals de metanol per a que el controlador ajusti l'obertura de les vàlvules segons la consigna de cabal que tinguin.

Així i tot, no es coneix la composició del corrent de cues i per tant, podria ser que la reacció no tingués lloc, per exemple, perquè el catalitzador s'ha desactivat. Per aquest motiu, es prendrà una mostra del corrent de cues i s'analitzarà en cada torn de treball. Aquesta mesura és necessàriament off-line.

No existeix una forma automàtica (d'anell tancat) que permeti controlar retroactivament la conversió i la qualitat. És possible que amb un refractòmetre de procés es pugui calcular la relació molar entre els triglicèrids i el Glicerol al producte de cues en temps real.





## Annex F. Dimensionat del decantador

### F.1. Introducció

El decantador és la unitat que s'encarrega de separar els dos productes formats en la reacció, és a dir, separar el Biodièsel del Glicerol. Aquesta separació es fa amb un decantador que actua a partir de la gravetat ja que els dos productes formats no són miscibles, formen dues fases diferenciades, com es pot observar en la Figura F.1.

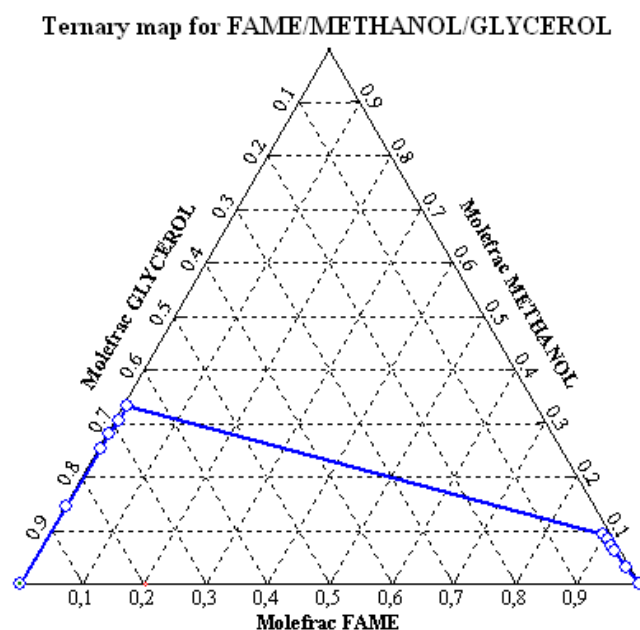


Figura F.1. Diagrama d'equilibri de fases.

### F.2. Dimensionat del decantador

Es dimensiona el decantador tenint en compte que la velocitat de la fase contínua ha de ser inferior a la velocitat de sedimentació de les gotes de la fase dispersa, utilitzant les dades proporcionades per ASPEN TECH (veure Annex R).

$$u_D > u_C = \frac{Q_C}{A_{interfase}}$$

Primerament, és necessari conèixer quina fase és la dispersa, per conèixer el seu comportament. Per això, es fa servir la correlació de Selker i Sleicher:



$$\Theta = \frac{Q_{lleuger}}{Q_{pesat}} \cdot \left( \frac{\rho_{ll} \cdot \mu_{ll}}{\rho_p \cdot \mu_p} \right)^{0,3} = \frac{0,0017}{0,0002} \cdot \left( \frac{937,79 \cdot 0,129}{1127,32 \cdot 4,29 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,3} = 28,12$$

Al ser  $\Theta > 3,3$  es pot dir que la fase pesant (glicerol) sempre serà la dispersa.

A continuació, es calcula la velocitat de sedimentació de les gotes ( $u_D$ ) a partir de l'equació que deriva d'aplicar l'equació d'arrossegament de Newton a la llei d'Stokes. Així, s'assumeix que la fase contínua és un líquid inactiu, que les gotes son esfèriques sense deformació o circulació interna i que es mouen en flux laminar. Regeix l'equació d'Stokes que és:

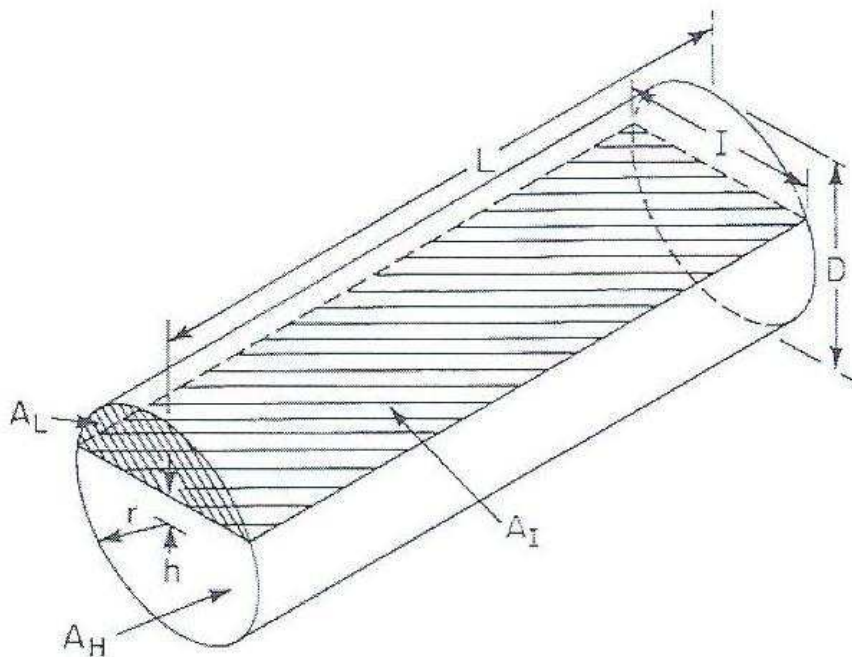
$$u_D = \frac{g \cdot d_D^2 \cdot (\rho_D - \rho_C)}{18 \cdot \mu_C}$$

Els subíndex D i C representen la fase dispersa i contínua respectivament.

La lletra  $d_D$  representa el diàmetre de les gotes de la fase dispersa. S'ha agafat un diàmetre de  $150\mu\text{m}$  així com es recomana en el "*Manual on Disposal of Refinery Wastes*".

$$u_D = \frac{g \cdot d_D^2 \cdot (\rho_D - \rho_C)}{18 \cdot \mu_C} = \frac{9,81 \cdot 150 \cdot 10^{-6} \cdot (1127,32 - 937,79)}{18 \cdot 0,129} = 1,81 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

Ara ja es poden calcular les dimensions del decantador. Aquest serà cilíndric i horitzontal, per raons econòmiques, com es pot veure en la Figura F.2.



**Figura F.2.** Decantador.



S'assumeixen varies relacions per concretar el dimensionat:

- La posició de la interfase ha de ser tal que la banda de gotes que s'acumulen en la interfase a l'espera d'unir-se i travessar-la no arribin al fons del decantador. Així, es recomana considerar l'altura de la banda de gotes disperses ( $H_D$ ) d'un 10% de l'altura del decantador.  $\rightarrow H_D=0.1 \cdot D$
- La longitud total del decantador ( $L$ ) serà 2 vegades major al diàmetre ( $D$ )  $\rightarrow L/D=2$
- El diàmetre de la interfase ( $I$ ) serà el 80% del del decantador ( $D$ )  $\rightarrow I=0.8 \cdot D$

Així, es troba l'àrea de la interfase necessària per dur a terme la separació de les fases. A partir de l'àrea necessària es troben les següents dimensions:

$$u_D > u_C = \frac{Q_C}{A_{interfase}}$$

$$u_C = \frac{Q_C}{A_{interfase}} = \frac{0,0019}{A_{interfase}} < 1,81 \cdot 10^{-5} \text{ m/s}$$

$$A_{interfase} > 105,18 \text{ m}^2$$

$$A_{interfase} = I \cdot L = 0,8 \cdot D \cdot 2 \cdot D = 1,6 \cdot D^2$$

$$D = 8,11 \text{ m}$$

$$L = 16,22 \text{ m}$$

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot L = \frac{\pi \cdot 8,11^2}{4} \cdot 16,22 = 837,88 \text{ m}^3$$

$$H_D = 0.1 \cdot D = 0,1 \cdot 8,11 = 0,811 \text{ m}$$

Finalment, es comprova el temps de residència de les gotes en la banda de dispersió:

$$t = \frac{H_D}{u_D} = \frac{0,81}{1,81 \cdot 10^{-5}} = 44876,39 \text{ s} = 12,47 \text{ h}$$





## **Annex G. Control del decantador**

En el decantador s'ha de controlar el nivell dels dos líquids. Per això, és necessari dos indicadors controladors de nivell (LIC) que actuen sobre les vàlvules de sortida dels dos fluids.

A més, també hi ha un indicador controlador de pressió (PIC) que actua sobre una vàlvula d'alleujament. En canvi, la temperatura no fa falta que sigui controlada, però sí mesurada. Així, hi haurà un indicador de temperatura (TI). El decantador es calorifugarà a fi de mantenir la temperatura al llarg dels 16m.

Es decideix no posar un indicador controlador de cabal (FIC) ja que aquest és controlat per la bomba (P-106) que impulsa el líquid cap al decantador.





## **Annex H. Dimensionat dels intercanviadors de calor**

### **H.1. Introducció**

Existeixen diferents intercanviadors de calor en la planta de producció de Biodièsel. Alguns son utilitzats per condicionar la temperatura d'un corrent, però també, hi ha d'altres que son necessaris per al correcte funcionament d'una unitat, com són el condensador i el calderí de la columna de destil·lació reactiva.

Tots els intercanviadors de calor funcionen amb vapor d'aigua a 300 kPa o amb aigua de refredament a 20°C.

Els intercanviadors de calor es fabricaran en acer al carboni galvanitzat (carcassa) i en acer inoxidable 304 (tubs), sota el codi de disseny TEMA (AES).

### **H.2. Dimensionat del calderí de la columna de destil·lació reactiva (E-104)**

A continuació, es dimensionarà el calderí de la columna. Aquest, serà de tipus Thermosyphon vertical degut a que és el més econòmic, a més de que treballarà en les condicions normals d'aquest tipus de calderí, és a dir, treballarà amb líquids no massa viscosos i no treballarà al buit.

El calderí es dimensiona a partir del calor necessari per evaporar part del líquid que surt per la part inferior de la columna, per poder retornar-lo a la columna. A partir de la simulació feta amb ASPEN TECH, es coneix el calor que s'ha d'aportar al calderí (veure Annex R).

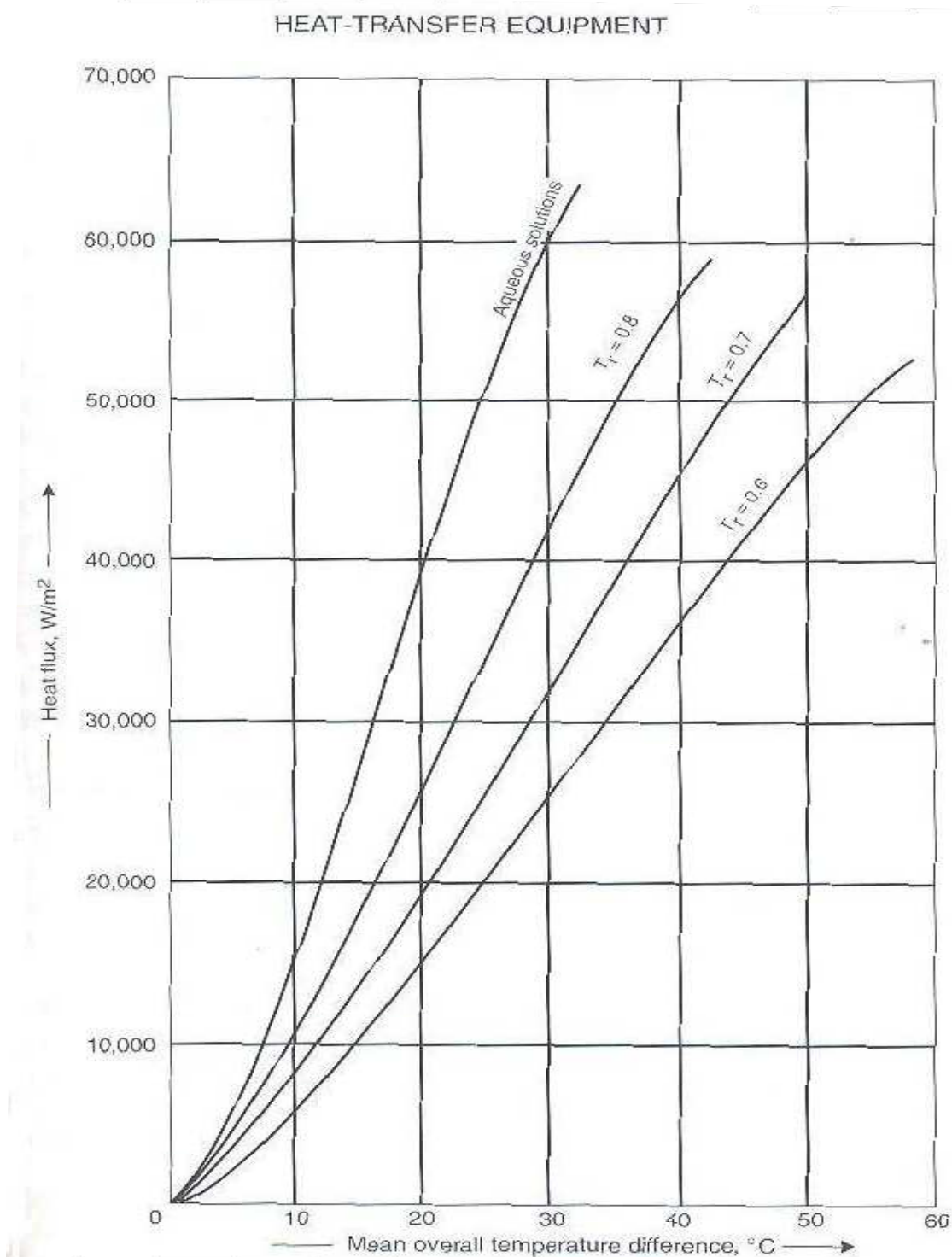
$$Q=910,10 \text{ kW}$$

Segons Fair [2], la transferència de calor i caiguda de pressió en els tubs es calcula segons la mitjana entre les condicions d'entrada i de sortida del fluid. Frank i Prickett van aconseguir trobar una solució gràfica a la correlació de Fair. Aquesta solució, però, té les següents limitacions:

- Tubs de mesures estàndards: entre 2,5 i 3,7 m de llargària i diàmetre de 25mm.
- Pressió mínima d'operació: 0,3 bar
- El fluid no ha d'estar subrefredat.
- Canonades d'entrada i sortida simples.
- Coeficient de transferència de calor: 6000 W/m<sup>2</sup>.°C



La solució es mostra en la Figura H.1.



**Figura H.1.** Solució gràfica a la correlació de Fair [2].





Així, coneixent la diferència de temperatura entre els fluids i la temperatura reduïda es pot conèixer fàcilment el flux de calor necessari per unitat de superfície. Per tant,

$$\Delta T = T_{sat} - T_{liq} = 406,6 - 372,11 = 34,49 \text{ K}$$

$$T_r = \frac{T_{liq}}{T_c} = \frac{372,11}{730,18} = 0,51$$

Introduint els valors calculats en la Figura H.1. es troba un flux de calor necessari per unitat de superfície de 42 kW/m<sup>2</sup>.

A continuació, es calcula l'àrea necessari per a la transferència de calor:

$$A = \frac{910,10 \text{ kW}}{42 \text{ kW/m}^2} = 21,67 \text{ m}^2$$

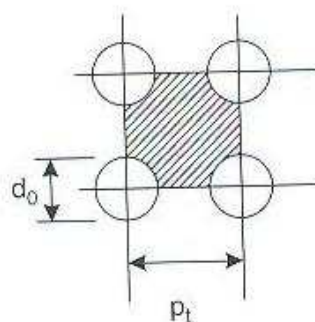
Considerant que s'utilitzen tubs d'un pas de 2,44m de llargària i 25mm de diàmetre interior (30mm de diàmetre exterior), es calcula el nombre de tubs necessaris:

$$A_{1tub} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L = 0,192 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}tubs = \frac{A}{A_{1tub}} = \frac{21,67}{0,192} = 113,08 \text{ tubs}$$

És a dir, s'utilitzaran 114 tubs d'un pas.

A continuació es calculen les dimensions de la carcassa dels tubs. Es considera la disposició quadrada dels tubs dintre de la carcassa (Figura H.2.).



**Figura H.2.** Disposició quadrada dels tubs en la carcassa [2].

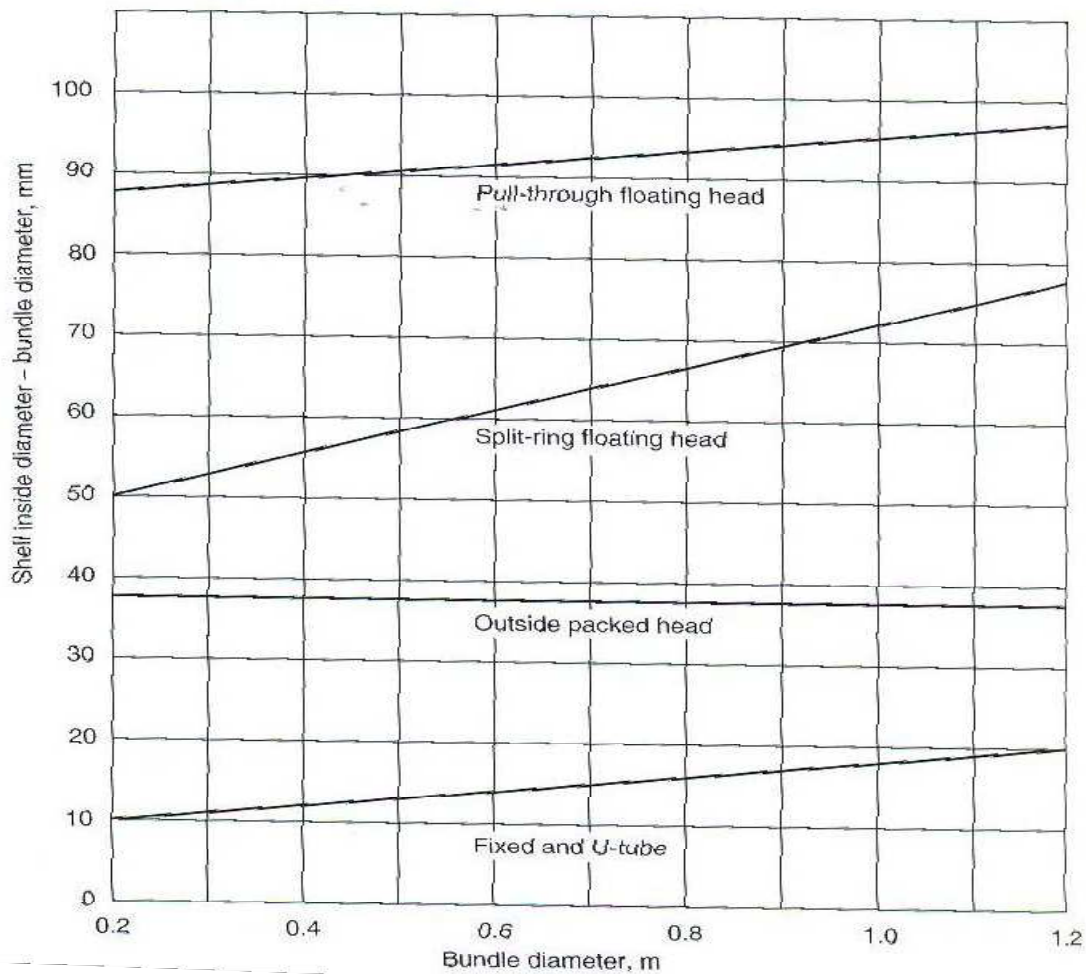


El vapor d'aigua saturat i sec circularà per la carcassa, mentre que les cues de la columna de destil·lació reactiva aniran per els tubs.

La següent correlació serveix per calcular el diàmetre que ocupen els tubs:

$$D_b = d_0 \cdot \left( \frac{N_{tubs}}{K_1} \right)^{1/n_1} = 30 \cdot \left( \frac{114}{0,215} \right)^{1/2,207} = 514,74 \text{ mm}$$

Al utilitzar tubs fixos verticals, segons la Figura H.3., el diàmetre interior de la carcassa serà de:



**Figura H.3.** Càlcul del diàmetre de la carcassa [2].

Per tant,

$$\text{Diàmetre interior carcassa} = 514,74 + 12 = 526,74 \text{ mm}$$

Finalment, i tenint en compte que la carcassa del calderí està fabricada en acer al carboni galvanitzat, es coneix el gruix necessari de la carcassa segons la Taula B.2.



Gruix de la carcassa: 9,5 mm

En la següent Taula H.4. es recullen els resultats obtinguts.

	Àrea (m <sup>2</sup> )	Nº tubs	Llargària (m)	Dint carcassa (mm)	Dext carcassa (mm)
<b>E-104</b>	21,67	114	2,44	526,74	536,24

**Figura H.4.** Dimensions del calderí.

### H.3. Dimensionat del condensador de reflux (E-103)

El condensador de reflux serà horitzontal, amb la condensació dels vapors dintre dels tubs. Per tant, l'aigua de refredament circularà per la carcassa.

A partir de la simulació feta amb ASPEN TECH, es coneix el calor necessari que ha d'absorbir l'aigua de refrigeració per condensar els vapors de metanol (veure Annex R).

$$Q=1171,35 \text{ kW}$$

Considerant un coeficient de transferència de calor de 700W/m<sup>2</sup>.°C (U), i coneixent la diferència logarítmica de temperatures mitjana ( $\Delta T_{lm}$ ), es coneix l'àrea necessària del condensador (A).

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{(T_{sat} - t_2)}{(T_{sat} - t_1)}} = \frac{55 - 20}{\ln \frac{(64,85 - 55)}{(64,85 - 20)}} = 28,09^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}} = \frac{1171,35}{0,7 \cdot 28,09} = 72,47 \text{ m}^2$$

Utilitzant també, al igual que en el calderí, tubs de 2,44m de llarg i diàmetre interior de 25 mm (exterior de 30 mm), es coneix el nombre de tubs necessaris.

$$A_{1tub} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L = 0,192 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}tubs = \frac{A}{A_{1tub}} = \frac{72,47}{0,192} = 378,19 \text{ tubs}$$



És a dir, s'utilitzaran 379 tubs d'un pas.

A continuació es calculen les dimensions de la carcassa dels tubs. Es considera la disposició quadrada dels tubs dintre de la carcassa (veure Figura H.2.).

La següent correlació serveix per calcular el diàmetre que ocupen els tubs:

$$D_b = d_0 \cdot \left( \frac{N_{tubs}}{K_1} \right)^{1/n_1} = 30 \cdot \left( \frac{379}{0,215} \right)^{1/2,207} = 887,13 \text{ mm}$$

Al utilitzar tubs fixos horitzontals, segons la Figura H.3. el diàmetre interior de la carcassa serà de:

$$\text{Diàmetre interior carcassa} = 887,13 + 17 = 904,13 \text{ mm}$$

Finalment, el gruix de la carcassa, tenint en compte la Taula B.2., i que el material de fabricació serà acer al carboni galvanitzat, serà de 9,5 mm.

En la següent Taula H.5. es recullen els resultats obtinguts.

	Àrea (m <sup>2</sup> )	Nº tubs	Llargària (m)	Dint carcassa (mm)	Dext carcassa (mm)
<b>E-104</b>	72,46	379	2,44	904,13	913,63

**Figura H.5.** Dimensions del condensador.

## H.4. Dimensionat dels altres intercanviadors de calor

En la planta de producció de Biodièsel es necessiten altres intercanviadors de calor per condicionar la temperatura dels corrents. Concretament, hi ha dos intercanviadors més. Un s'utilitza per condicionar la temperatura del corrent d'entrada al reactor, i l'altre per condicionar la temperatura d'entrada a la columna de destil·lació reactiva.

El dimensionat dels intercanviadors es basa en la diferència de temperatures mitjanes entre els fluids que hi intervenen.

Així, es sap que:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm}$$



On:  $U$  representa el coeficient de transferència de calor ( $\text{W/m}^2\cdot\text{C}$ )

$A$  representa l'àrea necessària per a la transferència de calor ( $\text{m}^2$ )

$\Delta T_{lm}$  representa la diferència logarítmica de les temperatures mitjanes ( $^{\circ}\text{C}$ ),

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$T_1$  és la temperatura d'entrada del fluid calent

$T_2$  és la temperatura de sortida del fluid calent

$t_1$  és la temperatura d'entrada del fluid fred

$t_2$  és la temperatura de sortida del fluid fred

#### H.4.1. Dimensionat del intercanviador de calor E-101

El intercanviador de calor E-101 condiona la temperatura del corrent d'entrada al reactor, amb el calor proporcionat per el vapor d'aigua.

A partir de la simulació feta amb ASPEN TECH es coneix el calor necessari per augmentar la temperatura del corrent, des de  $12,60^{\circ}\text{C}$  a  $60^{\circ}\text{C}$  (veure Annex R).

$$Q=151,57 \text{ kW}$$

Aquest calor l'ha d'aportar el flux de vapor d'aigua saturat, a partir del seu calor latent. Així, la diferència de temperatures logarítmica serà:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(133,6 - 60) - (133,6 - 12,60)}{\ln \frac{(133,6 - 12,60)}{(133,6 - 60)}} = 95,35^{\circ}\text{C}$$

Prenent un valor típic del coeficient d'intercanvi de calor ( $U=0,6 \text{ KW/m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ ), per a aquests sistemes, es calcula l'àrea necessària del intercanviador.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}} = \frac{151,57}{0,6 \cdot 95,35} = 2,65 \text{ m}^2$$

Els tubs del intercanviador seran d'un pas i de 2,44 m de longitud, diàmetre interior de 25 mm i l'exterior de 30 mm (mesures estàndards)



$$A_{1tub} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L = 0,192 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}tubs = \frac{A}{A_{1tub}} = \frac{2,65}{0,192} = 13,82 \text{ tubs}$$

És a dir, s'utilitzaran 14 tubs.

A continuació es calculen les dimensions de la carcassa dels tubs. Es considera la disposició quadrada dels tubs dintre de la carcassa (Figura H.2.). El vapor d'aigua saturat i sec circularà per el interior de la carcassa, mentre que per els tubs circularà el fluid del procés.

La següent correlació serveix per calcular el diàmetre que ocupen els tubs:

$$D_b = d_0 \cdot \left( \frac{N_{tubs}}{K_1} \right)^{1/n_1} = 30 \cdot \left( \frac{14}{0,215} \right)^{1/2,207} = 199,03 \text{ mm}$$

Al utilitzar tubs fixos horitzontals, segons la Figura H.3. el diàmetre interior de la carcassa serà de:

$$\text{Diàmetre interior carcassa} = 199,03 + 10 = 209,03 \text{ mm}$$

Finalment, el gruix de la carcassa, tenint en compte la Taula B.2., i que el material de fabricació serà acer al carboni galvanitzar, serà de 9,3 mm.

En la següent Taula H.6. es recullen els resultats obtinguts.

	Àrea (m <sup>2</sup> )	Nº tubs	Llargària (m)	Dint carcassa (mm)	Dext carcassa (mm)
<b>E-101</b>	2,65	14	2,44	209,03	218,33

**Figura H.6.** Dimensions del intercanviador de calor E-101.

#### H.4.2. Dimensionat del intercanviador de calor E-102

El intercanviador de calor E-102 condiona la temperatura del corrent d'entrada a la columna de destil·lació reactiva, es refreda el corrent amb aigua freda.

A partir de la simulació feta amb ASPEN TECH es coneix el calor necessari per disminuir la temperatura del corrent, des de 83°C a 65°C (veure Annex R).



$$Q=63,93 \text{ kW}$$

Aquest calor l'ha d'aportar el flux d'aigua freda, a partir del seu calor latent. Així, la diferència de temperatures logarítmica serà:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(83 - 55) - (65 - 20)}{\ln \frac{(83 - 55)}{(65 - 20)}} = 35,77^\circ\text{C}$$

Prenent un valor típic del coeficient d'intercanvi de calor ( $U=0,6 \text{ kW/m}^2\cdot^\circ\text{C}$ ), per a aquests sistemes, es calcula l'àrea necessària del intercanviador.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = \frac{63,93}{0,6 \cdot 35,77} = 2,980 \text{ m}^2$$

Tenint en compte la disposició dels tubs, que serà la mateixa que en el intercanviador de calor E-101, es necessitaran 16 tubs.

$$A_{1tub} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot L = 0,192 \text{ m}^2$$

$$N^{\circ}tubs = \frac{A}{A_{1tub}} = \frac{2,98}{0,192} = 15,54 \text{ tubs}$$

A continuació es calculen les dimensions de la carcassa dels tubs. Es considera la disposició quadrada dels tubs dintre de la carcassa (Figura H.2.). L'aigua de refredament circularà per la carcassa i els vapors a condensar per els tubs.

La següent correlació serveix per calcular el diàmetre que ocupen els tubs:

$$D_b = d_0 \cdot \left( \frac{N_{tubs}}{K_1} \right)^{1/n_1} = 30 \cdot \left( \frac{16}{0,215} \right)^{1/2,207} = 211,44 \text{ mm}$$

Al utilitzar tubs fixos horitzontals, segons la Figura H.3. el diàmetre interior de la carcassa serà de:

$$\text{Diàmetre interior carcassa} = 211,44 + 10 = 221,44 \text{ mm}$$

Finalment, el gruix de la carcassa, tenint en compte la Taula B.2., i que el material de fabricació serà acer al carboni galvanitzat, serà de 9,3 mm.

En la següent Taula H.7. es recullen els resultats obtinguts.



	Àrea (m <sup>2</sup> )	Nº tubs	Llargària (m)	Dint carcassa (mm)	Dext carcassa (mm)
<b>E-102</b>	2,98	16	2,44	211,44	220,73

**Figura H.7.** Dimensions del intercanviador de calor E-102.

## H.5. Consum d'aigua de refredament i vapor d'aigua

A continuació, es calcula el consum d'aigua de refredament i el de vapor d'aigua amb les següents equacions:

$$\text{Aigua de refredament (kg/s)} = \frac{Q \text{ (kW)}}{C_p \text{ (kJ/kg} \cdot \text{K)} \cdot \Delta T \text{ (K)}}$$

$$\text{Consum de vapor (kg/s)} = \frac{Q \text{ (kW)}}{\text{Calor latent (kJ/kg)}} \text{ kg/s}$$

En la Taula H.8. es poden veure els resultats obtinguts per a cada intercanviador.

<b>Consum de vapor d'aigua:</b>		<b>Consum d'aigua de refredament:</b>	
<b>1.069,2 (kg/h)</b>		<b>30,409 (m<sup>3</sup>/h)</b>	
E-101	E-104	E-102	E-103
0,070 (kg/s)	0,421 (kg/s)	0,437 (kg/s)	8,01 (kg/s)

**Figura H.8.** Consum d'aigua de refredament i de vapor d'aigua.





## **Annex I. Control dels intercanviadors de calor**

### **I.1. Control del calderí**

El control del calderí es basa en el control del cabal de vapor d'aigua que permet l'evaporació de part del líquid que surt de la columna de destil·lació reactiva. Així, incorporant un indicador controlador de temperatura (TIC) que actua sobre l'obertura de la vàlvula del corrent d'entrada de vapor d'aigua es controla la quantitat de vapor produït per introduir a la columna.

### **I.2. Control del condensador**

Per controlar el condensador només és necessari un controlador indicador de pressió (PIC) que actua sobre la vàlvula de sortida del cabal d'aigua de refrigeració.

A més, existeix un indicador de temperatura (TI) per comprovar el correcte funcionament.

### **I.3. Control dels intercanviadors de calor E-101 i E-102**

El correcte funcionament dels intercanviadors de calor es controla mitjançant el control del cabal del vapor d'aigua o d'aigua de refrigeració. A partir d'un indicador controlador de temperatura (TIC) en el corrent de sortida del fluid a escalfar o refredar, es controla l'obertura de la vàlvula que permet el pas de més o menys vapor d'aigua o aigua de refrigeració.

